

Міністерство освіти і науки України  
Національний університет водного господарства та  
природокористування  
Навчально-науковий інститут будівництва і архітектури  
Кафедра водопостачання, водовідведення та бурової справи

**03-06-119М**

## **МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ**

до практичних занять та самостійної роботи  
з навчальної дисципліни

### **«Водопостачання промислових підприємств»**

для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня за  
освітньо-професійною програмою «Водопостачання і  
водовідведення» спеціальності 192 «Будівництво та цивільна  
інженерія» всіх форм навчання

Рекомендовано науково –  
методичною радою  
з якості ННІБА  
Протокол № 2 від 01.10. 2020 р.

Рівне – 2020

Методичні вказівки до практичних занять та самостійної роботи з навчальної дисципліни «Водопостачання промислових підприємств» для здобувачів вищої освіти другого (магістерського) рівня за освітньо-професійною програмою «Водопостачання і водовідведення» спеціальності 192 «Будівництво та цивільна інженерія» всіх форм навчання [Електронне видання] / Квартенко О. М. – Рівне : НУВГП, 2020. – 53 с.

Укладач: Квартенко О. М., д-р.техн. наук, доцент, професор кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Відповідальний за випуск: Мартинов С. Ю., д-р.техн.наук, професор, завідувач кафедри водопостачання, водовідведення та бурової справи.

Керівник групи забезпечення  
освітньо-професійної програми

С. Ю. Мартинов

© Квартенко О. М., 2020  
© НУВГП, 2020

## З М І С Т

	Вступ	4
1	Розрахунок оборотної системи водопостачання з визначенням відсотків підживлення свіжою водою	4
2	Складання балансових схем водного господарства промислового підприємства	8
3	Розрахунок та проектування установки для реагентного пом'якшення води	11
4	Розрахунок та проектування одноступеневої (дво- та трьох-ступеневих натрій-катіонітових фільтрів)	15
5	Розрахунок та проектування установок стабілізаційної обробки води	19
6	Розрахунок та проектування дегазаторів для видалення з води розчинених газів	23
6.1.	Розрахунок вакуумного дегазатора для видалення вільного диоксиду вуглецю	26
6.2.	Розрахунок вакуумного дегазатора для видалення із води розчиненого кисню	31
6.3.	Розрахунок дегазаторів для видалення із води розчиненого сірководню	33
7	Розрахунок декарбонізаторів	36
8	Розрахунок споруд для охолодження оборотної води в система промислового водопостачання	41
9	Самостійна робота	44
9.1	Завдання для самостійної роботи	44
9.2	Оформлення звіту про самостійну роботу	45
	СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	45
	Додаток 1. Йонітовий фільтр прямоточний першого ступеня	47
	Додаток 2. Технічна характеристика йонітових фільтрів	48
	Додаток 3. Номограма для визначення вмісту в воді вільної вуглекислоти	49
	Додаток 4. Номограма для визначення величини параметра А	50
	Додаток 5. Номограма для визначення концентрації рівноважної вуглекислоти у воді	51
	Додаток 6. Графік для визначення рНs	52
	Додаток 7. Основні розрахункові дані для дегазатором з дерев'яною хордовою насадкою	53

## ВСТУП

Метою дисципліни «Водопостачання промислових підприємств» є підготовка технічно грамотних фахівців з технології очищення природних, оборотних і промислових вод різних галузей промисловості з одночасною утилізацією продуктів водоочищення та впровадженням оборотних циклів промислового водопостачання, що забезпечує раціональне використання водних джерел та охорону довкілля.

Згідно з вимогами освітньо-професійної програми студенти повинні:

**вміти:** робити розрахунки та проектування охолоджуючих споруд, дегазаторів, споруд реагентного пом'якшення води, натрій-катіонітових фільтрів, установок стабілізаційної обробки води.

**знати:** системи та схеми водопостачання промислових підприємств, норми та режими водоспоживання на технічні та технологічні потреби підприємств, конструкції споруд для охолодження води, їх типи та розрахунок, технологічні схеми водопостачання найбільш водоемких промислових підприємств, методи підготовки води.

### Тема 1. Розрахунок оборотної системи водопостачання, з визначенням відсотків підживлення свіжою водою

*Рекомендують такий порядок розрахунків:*

1. Визначити витрати води на господарсько-питні потреби на промпідприємстві. Питомі витрати води на господарсько-питне водоспоживання на одну людину за зміну становлять для цехів з тепловиділеннями понад 80 кДж (20 ккал) на 1 м<sup>3</sup>/год, (“гарячих”) 45 л, для інших цехів (“холодних”) 25 л.

2. Визначити витрати води на душі. Питомі витрати води в душових визначають за формулою:

$$q_n = \frac{500 \cdot 45}{60 \cdot n}, \text{ л/чол} \quad (1)$$

де 500 – нормована витрата води на одну душову сітку [8,9], л/год;  
45 – тривалість приймання душу, хв.; 60 – коефіцієнт переводу;  
 $n$  – кількість робітників, які користуються одною душовою сіткою.

Визначення витрат води на господарсько-питні потреби робітників зводиться в таблицю 1.

Таблиця 1

Визначення витрат води на господарсько-питні потреби робітників підприємства

Но мер змі ни	Господарсько-питні потреби			Витрати води в душових			Загальні витрати води, м <sup>3</sup> /зм
	Кількість працюючих в зміні чол.	Питомі витрати води, л/зм	Витрати на гос. питні потреби м <sup>3</sup> /зм	Кількість чол., які приймають душ, ч/зм	Питомі витрати води, л/чол	Витрати води в душових, м <sup>3</sup> /зм	
1	2	3	4	5	6	7	8

3. Визначення витрати води на підприємстві згідно кількості виготовлено продукції та питомих витрат води на виготовлення одиниці продукції:

$$Q=Nq, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (2)$$

де  $N$  - кількість продукції, яка виготовляється на підприємстві за добу, т;  $q$  - питомі витрати води на виготовлення одиниці продукції м<sup>3</sup>/т.

Таким чином, за формулою (2) визначають наступні витрати:

- витрати оборотної води на технічні потреби підприємства:  $Q_1$
- витрати прямоточної води на технічні потреби підприємства:  $Q_2$  ;
- витрати води питної якості на технологічні потреби підприємства:  $Q_3$  ;

$Q_1$  і  $Q_2$  визначаються по кількості продукції заданого підприємства та питомій витраті що приймається по укрупненим показникам для заданого виробництва відповідно для системи зворотного та прямоточного водопостачання [5,14].

Витрати води на господарсько-питні та душові потреби підприємства  $Q_4$  визначені у таблиці 1.

Витрати неочищеної води на виробничі потреби промпідприємства, які мають в системі градири дорівнюють:

$$Q_{\text{пром}}^{\text{неоч}} = \alpha \cdot Q_1 + Q_2 \quad (3)$$

де  $\alpha$  - коефіцієнт, що враховує кількість води, потрібної для поповнення втрат води  $Q_1$ , які знаходяться в зворотній системі водопостачання;  $Q_2$  – витрати неочищеної води в прямоточній системі водопостачання. Коефіцієнт  $\alpha$  визначають за формулою:

$$\alpha = P_{\text{в}} + P_{\text{к}} + P_{\text{скид}}, \% \quad (4)$$

де  $P_{\text{в}}$  – витрати води на випарування при охолодженні, %.

$$P_{\text{в}} = K \cdot \Delta t \quad (5)$$

$K$  – коефіцієнт, який враховує частку тепловіддачі випаруванням у загальній тепловіддачі, прийняти для градирень за [8] для температури повітря 20 °С;  $\Delta t$  – перепад температури води у °С, розрахований як різниця температур відпрацьованої води, яка поступає на охолоджувачі та охолодженої води, умовно прийняти  $\Delta t = 10$  °С,  $P_{\text{к}}$  - витрати води на краплинний винос вітром у %, прийняти для баштових градирень за [8];  $P_{\text{скид}}$  – скидання води з оборотної системи (продувка) для зменшення мінералізації оборотної води у %.

$$P_{\text{скид}} = \frac{Ж_{\text{добр}} \cdot P_{\text{в}}}{Ж_{\text{мак}} - Ж_{\text{добр}} - P_{\text{к}}} \quad (6)$$

де  $Ж_{\text{добр}}$  – жорсткість води у джерелі водопостачання в мг-екв/дм<sup>3</sup>;  $Ж_{\text{мак}}$  – максимально допустима жорсткість оборотної води, визначається залежно від типу підприємства, мг-екв/дм<sup>3</sup>.

**4.** Визначають витрати води ( $Q_5$ ), якість якої корегується для можливості використання у виробничому процесі промислового підприємства. Приймаємо, що витрата цієї води на промпідприємстві дорівнює частині витрати питної води, яка використовується у виробничому процесі підприємства (в завданні задається ця витрата як відсоток від загальних витрат питної води промислового підприємстві). Витрати питної води на виробничі потреби

пром підприємства будуть визначатися як сума витрат питної води на виробничі потреби підприємства та душі:

$$Q_{пром}^{пит} = Q_3 + Q_4, \quad (7)$$

де  $Q_3, Q_4$  - витрати води відповідно на господарсько-питні потреби та в душових підприємства, що визначені у таблиці 1.

Витрата води, якість якої необхідно корегувати, буде дорівнювати:

$$Q_{додатково підготовлена} = Q_5 = \alpha_2 (Q_3 + Q_4) \quad (8)$$

де  $\alpha_2$  задається по завданню.

5. Незворотні витрати в системі оборотного водопостачання на підприємстві знаходимо за формулою 9:

$$Q_{техн. незв. (звор.)} = \alpha_1 Q_{техн. звор.}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (9)$$

Незворотні витрати в системі прямоточного водопостачання на підприємстві знаходимо за формулою 10:

$$Q_{безв. техн.} = \frac{\beta_{незв.} \cdot Q_{прямоточна}}{100}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (10)$$

де  $\beta_{незв.}$  – коефіцієнт незворотних витрат води у прямоточній системі технічної води.

Незворотні витрати води питної якості у прямоточній системі водопостачання підприємства знаходимо за формулою 11:

$$Q_{безв(питна). техн.} = \frac{\beta_{незв.} \cdot Q_{питна}}{100}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (11)$$

Незворотні витрати води на господарсько-питні та душові потреби на підприємстві знаходимо за формулою 12:

$$Q_{безв. з / н+душ} = \frac{5,5 \cdot Q_{з / н+душ}}{100} \text{ м}^3/\text{добу} \quad (12)$$

Незворотні витрати води від знесолення на підприємстві знаходимо за формулою (13):

$$Q_{\text{безв.}}^{\text{знесол}} = \frac{\beta_{\text{незв.}}^{\text{знесол}} \cdot Q_{\text{знесол}}}{100}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (13)$$

де  $\beta_{\text{незв.}}^{\text{знесол}} = 5\%$

6. Кількість стічної води з системи оборотного водопостачання на підприємстві визначають за формулою 14:

$$Q_{\text{стічна (зворотня)}}^{\text{технічна}} = Q_{\text{зворотня}}^{\text{технічна}} - Q_{\text{безвор.(зворотня)}}^{\text{технічна}}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (14)$$

Кількість стічної води з прямооточної системи технічного водопостачання на підприємстві визначають за формулою 15:

$$Q_{\text{стічна (прямоточна)}}^{\text{технічна}} = Q_{\text{прямоточна}}^{\text{технічна}} - Q_{\text{безвор.(прямоточна)}}^{\text{технічна}}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (15)$$

Кількість стічної води з прямооточної системи водопостачання питної якості на підприємстві визначають за формулою 16:

$$Q_{\text{стічна (питна)}}^{\text{технічна}} = Q_{\text{питна}}^{\text{технічна}} - Q_{\text{безвор.(питна)}}^{\text{технічна}}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (16)$$

Кількість стічної води з господарсько-питних потреб та прийняття душів визначають за формулою 17:

$$Q_{\text{стічна}}^{z/n+\text{душ}} = Q_{z/n=\text{душ}} - Q_{\text{безвор.}}^{z/n+\text{душ}}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (17)$$

Кількість стічної води з потреб на знесолення на підприємстві визначають за формулою 18:

$$Q_{\text{стічна}}^{\text{знесол}} = Q_{\text{знесол}} - Q_{\text{безвор.}}^{\text{знесол}}, \text{ м}^3/\text{добу} \quad (18)$$

7. Витрати води на пожежогасіння на промпідприємстві приймають за завданням. Кількість пожеж на промпідприємстві прийняти згідно [8].

8. Необхідні вільні напори для промпідприємства приймають за завданням.

## Тема 2. Складання балансових схем водного господарства промислового підприємства

Схему водопостачання на промислового підприємстві визначають з урахуванням рекомендацій [5,8,14], залежно від



розрахункових витрат води та вимог до якості води для різних потреб промислового підприємства. При визначенні та складанні схем водопостачання визначається необхідність обробки води при порівнянні даних про якість води джерела водопостачання та вимог споживачів до її якості і призначають можливий склад споруд корегування якості води.

Виходячи з вище перерахованих рекомендацій, будується балансова схема водопостачання промислового підприємства, на якій показують окремими блоками всі елементи схеми водопостачання та водовідведення промислового підприємства; трубопроводи зовнішніх мереж водопостачання та водовідведення згідно [5,13,14]. Приклад балансової схеми водопостачання та водовідведення рис. 1.

Витрати води на господарсько-питні потреби, душі, технічні та технологічні потреби між цехами підприємства розподіляються у відсотках згідно завдання. Розподіл води по цехах наведено в таблиці 2.

Діаметри труб, які підводять і відводять воду з кожного цеху визначаю за рекомендованою швидкістю  $V=0,8-1,2$  м/с і заносимо у таблицю 3.

Таблиця 2

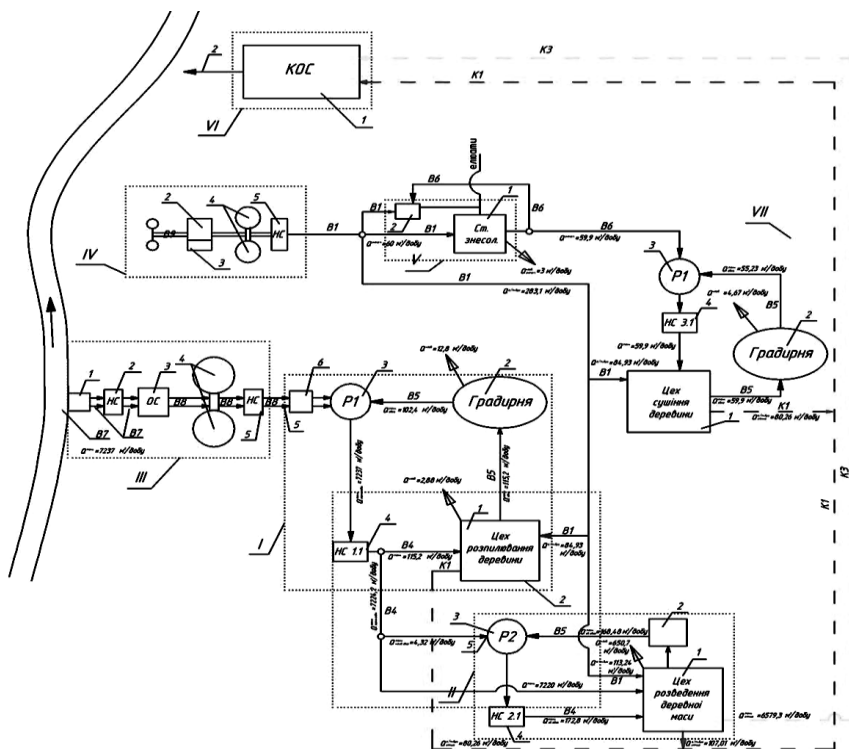
Розподіл води % по цехах промислового підприємства

Назва цеху	$Q_{\text{технічна звор.}}$	$Q_{\text{технічна прям.}}$	$Q_{\text{г/п+душ}}$	$Q_{\text{знес.}}$
	м <sup>3</sup> /добу			
Витрати води по цехах				
Незворотні витрати води				
Витрати стічної води				

Таблиця 3

Діаметри трубопроводів

№ блоку	Назва трубопроводу	Матеріал труб	Витрати, л/с	Діаметр, мм	Швидкість, м/с



**Рис. 1. Балансова схема водопостачання промислового підприємства**

*I – блок водопостачання 1-го циклу виробничих процесів підприємства:*  
 1 – цех розпилювання деревини; 2 – градірня, для охолодження оборотної води, яка рухається в 1-му циклі виробничих процесів підприємства;  
 3 – резервуар накопичення оборотної води в 1-му циклі виробничих процесів підприємства;  
 4 – насосна станція підкачки води у цех розпилювання деревини;  
 5 – підживлення системи водопостачання першого контуру технічною водою;  
 6 – станція стабілізації технічної води, яка підживлює оборотну воду в 1 – циклі водопостачання.

*II – блок водопостачання 2-го циклу виробничих процесів підприємства:*  
 1 – цех розведення деревної маси підприємства; 2 – флотокомплекс для очищення оборотної води, яка рухається в 2-му циклі виробничих процесів підприємства;  
 3 – резервуар накопичення оборотної води в 2-му циклі виробничих процесів підприємства;  
 4 – насосна станція підкачки води у цех

розведення деревної маси; 5 – підживлення системи водопостачання другого контуру технічною водою.

*III – блок забору та приготування води для технічних потреб промислового підприємства:* 1 – водозабірні споруди (руслівий водозабір); 2 – насосна станція 1-го підняття річкової води; 3 – водоочисні споруди річкової води на технічні потреби підприємства; 4 – резервуари чистої води; 5 – насосна станція 2-го підняття освітленої річкової води на технічні потреби підприємства.

*IV – блок забору та підготовки підземної води на господарсько-побутові, питні потреби та води технічної питної якості для потреб підприємства:* 1 – водозабірні споруди (водозабірні свердловини); 2 – станція знезалізнення підземної води; 3 – станція стабілізації знезалізненої підземної води; 4 – резервуари чистої води; 5 – насосна станція 2-го підйому очищеної підземної води.

*V – блок знесолення підземної води на потреби підприємства:* 1 – станція знесолення; 2 – котельня.

*VI – блок очищення стічних вод, які утворюються в результаті господарсько-побутових та виробничих процесів на підприємстві:* 1 – каналізаційні очисні споруди; 2 – скид очищених стічних вод від підприємства у річку.

*VII – блок водопостачання 3-го циклу виробничих процесів підприємства:* 1 – сушильний цех підприємства; 2 – градирня, для охолодження знесоленої оборотної води, яка рухається в 3-му циклі виробничих процесів підприємства; 3 – резервуар накопичення оборотної води в 3-му циклі виробничих процесів підприємства; 4 – насосна станція підкачки води у сушильний цех; 5 – підживлення системи водопостачання третього контуру знесоленою водою.

### **Тема 3. Розрахунок та проектування установки для реагентного пом'якшення води**

*Жорсткість* природної води зумовлена наявністю в ній іонів кальцію та магнію. В природних умовах солі надходять у воду внаслідок взаємодії розчиненого у ній оксиду карбону  $\text{CO}_2$  з карбонатними мінералами (доломітами, вапняками) і хімічного вивітрювання та розчинення гірських порід. Джерелом кальція та

магнія є також стічні води силікатної, металургійної та хімічної промисловості, поверхневий стік із сільськогосподарських угідь, які оброблялись мінеральними добривами, що містять кальцій [2, 3, 9].

Жорсткість – один з найважливіших її показників. Використання жорсткої води може сприяти протіканню небажаних процесів, які пов'язані з утворенням на поверхні споруд і технологічної апаратури парових котлів, систем водяного охолодження, трубопроводів щільних осадів, які зменшують теплообмін, забивають трубопроводи. Наявність осадів, перегрів систем, тріщини – все це може призвести до корозії металів інженерних споруд. Тому одним з найважливіших етапів водопідготовки є пом'якшення води, тобто видалення із неї тих продуктів, які обумовлюють жорсткість. Для пом'якшення води використовують різні методи, основними з яких є термічний, реагентний і іонообмінний [2,3,4,5,9].

**Реагентне пом'якшення** води об'єднує методи, суть яких полягає в зв'язуванні йонів  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$  реагентами в нерозчинні речовини, що легко видаляються з води.

**Приклад.** Розрахувати величину некарбонатної, карбонатної та загальної жорсткості води, якщо концентрація гідрокарбонат іонів  $[\text{HCO}_3^-]$  128,1 мг/дм<sup>3</sup>; катіонів  $[\text{Ca}^{2+}]$  86 мг/дм<sup>3</sup>;  $[\text{Mg}^{2+}]$  35 мг/дм<sup>3</sup>.

#### **Розв'язок.**

Визначення карбонатної жорсткості води:

$$J_K = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{61,02} = \frac{128,1}{61} = 2,1 \text{ ммоль / дм}^3 \quad (19)$$

Визначення загальної жорсткості води, ммоль/дм<sup>3</sup>:

$$J_3 = \frac{[\text{Ca}^{2+}]}{20,04} + \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12,6} = 7,17 \text{ ммоль / дм}^3 \quad (20)$$

Розрахунок некарбонатної жорсткості, ммоль/дм<sup>3</sup>:

$$J_{HK} = J_O - J_K = 7,17 - 2,1 = 5,07 \text{ ммоль / дм}^3 \quad (21)$$

**Вапняно-содовий метод** рекомендується застосовувати при  $J_{HK} > J_K$ , а також при видаленні магнієвої жорсткості. Залишкова жорсткість при вапняно-содовому пом'якшенні може бути отримана

від 0,5 до 1,0, а лужність - від 0,8 до 1,2 ммоль/дм<sup>3</sup>. Менші значення можуть бути отримані при підігріві води від 35 °С до 40 °С.

**Приклад.** Визначити дозу вапна та соди при вапняно-содовому пом'якшенні природної води із концентрацією завислих речовин 300 мг/дм<sup>3</sup>, якщо концентрація оксиду карбону СО<sub>2</sub> становить 98 мг/дм<sup>3</sup>; доза коагулянту 30 мг/дм<sup>3</sup>, еквівалентна вага коагулянту  $e_k$  54 мг/мг-екв.

**Розв'язок.** Розрахункова доза вапна:

$$D_B = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]}{22} + Ж_K + \frac{[Mg^{2+}]}{12} + \frac{D_K}{e_K} + 0,5 \right) = \quad (22)$$

$$= 28 \cdot \left( \frac{98}{22} + 2,1 + \frac{35}{12} + \frac{30}{54} + 0,5 \right) = 294,7 \text{ мг / дм}^3$$

Доза коагулянту який вводиться разом із вапном:

$$D_K = 3 \cdot \sqrt[3]{C} \quad (23)$$

де С – кількість завислих речовин які утворюються при пом'якшенні води, мг/дм<sup>3</sup>

При каламутності 300 мг/дм<sup>3</sup> приймається доза коагулянту 35 мг/дм<sup>3</sup> [4,8].

$$C = M_{\text{вих}} + 50 \cdot \left( Ж_O + Ж_K + \frac{[CO_2]}{22,01} + 0,5 \right) + 29 \cdot \frac{[Mg^{2+}]}{12,16} + \quad (24)$$

$$+ D_K \cdot \frac{100 - m}{100}, \text{ мг / дм}^3$$

де m = 70% вміст СаО у технічному вапні.

Тоді для даного прикладу маємо:

$$C = 300 + 50 \cdot \left( 7,17 + 2,1 + \frac{98}{22} + 0,5 \right) + 29 \cdot \frac{35}{12,16} + 294,7 \cdot \frac{100 - 70}{100} = 1182 \text{ мг / дм}^3$$

$$D_K = 3 \cdot \sqrt[3]{C} = 3 \cdot \sqrt[3]{1182} = 31,72 \text{ мг / дм}^3 < 35 \text{ мг/дм}^3$$

Розрахункова доза соди:

$$D_c = 53 \cdot \left( J_{HK} + \frac{D_K}{e_K} + 1 \right) = 53 \cdot \left( 4,97 + \frac{30}{54} + 1 \right) = 345,9 \text{ мг / дм}^3 \quad (25)$$

При використанні в якості реагенту вапна розрахунок його дози залежать від наступних залежностей:

$$\text{при } \left[ \frac{Ca^{2+}}{20} \right] > J_K : \quad D_B = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]_{\text{вільне}}}{22} + J_K \pm \frac{D_K}{e_K} + 0,3 \right) \quad (26)$$

$$\text{при } \left[ \frac{Ca^{2+}}{20} \right] < J_K : \quad D_B = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]_{\text{вільне}}}{22} + 2 \cdot J_K - \left[ \frac{Ca^{2+}}{20} \right] \pm \frac{D_K}{e_K} + 0,5 \right) \quad (27)$$

Попереднє визначення йонного складу води після пом'якшення води за допомогою реагентів.

В результаті обробки води реагентами частина йонів, які вводять у воду, випадають до осаду ( $Ca^{2+}$ ,  $CO_3^{2-}$ ;  $Mg^{2+}$ ) але інша частина залишається у воді ( $Na^+$ ,  $Cl^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ):

Загальна кількість введених іонів натрію визначається із співвідношення:

$$D_{Na} = \left[ \frac{D_c \cdot [Na^+]}{[Na_2CO_3]} \right] = \frac{345,9 \cdot 46}{106} = 150,1 \text{ мг / дм}^3 \quad (28)$$

Тоді загальний вміст натрію  $C_{Na}$  після обробки води:

$$C_{Na} = [Na^+] + D_K = 27,6 + 150,1 = 177,7 \text{ мг / дм}^3 \quad (29)$$

Кількість іонів хлору, які були введені у воду разом з розчином коагулянту  $FeCl_3$ :

$$D_{Cl} = \left[ \frac{D_K \cdot [Cl_3]}{[FeCl_3]} \right] = \frac{32 \cdot 106,5}{162,5} = 19,7 \text{ мг / дм}^3 \quad (30)$$

Тоді загальна кількість іонів хлору  $C_{Cl}$  після обробки води:

$$C_{Cl} = [Cl^-] + D_{Cl} = 149 + 19,7 = 168,7 \text{ мг / дм}^3$$

## Тема 4. Розрахунок та проектування одноступеневих (дво- та триступеневих натрій-катіонітових фільтрів)

Пом'якшення води за методом іонного обміну базується на властивостях катіонітів обмінювати катіони, якими попередньо "заряджені" його активні групи, на катіони кальцію та магнію, які знаходяться у воді. Внаслідок реакції катіоніт віддає у воду замість поглинених обмінні катіони. Залежно від того, яким обмінним іоном „заряджений” катіоніт: натрієм, воднем або амонієм - розрізняють процеси  $Na^+$ ,  $H^{+}$ ,  $NH_4^+$  - катіонування. При пом'якшенні води, яка вміщує йони кальцію та магнію,  $Na$ -катіонуванням кальцій та магній будуть переходити у катіоніт, а натрій з катіоніта буде переходити у воду. Внаслідок обмінної реакції кальцій та магній займуть місце витисненого натрію у катіоніті, а натрій займе місце магнію та кальцію в пом'якшеній воді. Обмін іонів між катіонітом і розчинами (водою) відбувається еквівалентно: з катіоніта йони  $Na^+$  витискаються в кількості, еквівалентній кількості йонів  $Ca^{2+}$  та  $Mg^{2+}$ , які поглинаються з розчину. Обмін іонів є не тільки еквівалентним, але й зворотнім процесом. Зворотність обміну йонів полягає в тому, що швидкість обміну йона, який було вилучено з катіоніта, та йона, поглиненого із розчину, при умовах рівноваги, практично однакова. Під час проведення процесу  $Na$  - катіонування в практиці головною метою є максимальне використання йонообмінної здатності катіоніту, тому що від неї і міри іонізації активних груп катіоніту залежить ефективність застосування процесу іонного обмінного. Важливий вплив на обмінну здатність катіоніту, має природа поглинених катіонітів. Будь-який катіон може поглинатися катіонітом повністю, проте величина робочої ємкості поглинання при цьому буде залежати від того, який саме катіон поглинається. Інтенсивність поглинання підпорядкована визначеній закономірності:  $Na^+ < NH_4^+ < K^+ < Mg^{2+} < Ca^{2+}$ . Тут кожний наступний катіон поглинається катіонітом більш інтенсивно ніж попередній

## Розрахунок катіонітових фільтрів I ступеня.

Розрахунок проводиться згідно [3,4,9]. Для завантаження катіонітового фільтру 1 ступеню використовують катіоніт КУ-2-8-чс. Об'єм катіоніту визначають за формулою 25:

$$W_k^1 = \frac{24 \cdot q_{\text{год}} (Ж_3 + C_{Na}) \cdot \alpha}{n_p \cdot E_{\text{роб}}^H}, \text{м}^3 \quad (31)$$

$q_{\text{год}}$  – витрата води що знесолюється, м<sup>3</sup>/год;  $Ж_3$  – загальна жорсткість води, ммоль/дм<sup>3</sup>;  $C_{Na}$  – загальна концентрація калію та натрію у вихідній воді, мг-екв/дм<sup>3</sup>;  $\alpha$  – коефіцієнт, що враховує потреби води на водоочисній станції,  $\alpha=1,1-1,35$  (більші значення приймаються при збільшеному вмісті солей та глибокому знесоленні);  $n_p$  – число регенерації кожного фільтра за добу [3, 4, 5],  $n_p=2-3$  рази;  $E_{\text{роб}}^H$  – робоча об'ємна ємність  $H$ -катіоніту, г-екв/м<sup>3</sup>:

$$E_{\text{роб}}^H = \alpha_n \cdot E_{\text{нов}} - 0.5 \cdot q_{\text{num}} \cdot C_k \quad (32)$$

де  $\alpha_n$  – коефіцієнт ефективності регенерації  $H$ -катіоніту [4, 5, 8], приймають залежно від питомої витрати кислоти, що йде на регенерацію  $H$ -катіонітового фільтра ( $\alpha_n=0,85$ ) при питомій витраті кислоти 100 г/г-екв робочої обмінної ємності катіоніту;  $E_{\text{нов}}$  – повна обмінна ємкість катіоніту. Приймають катіоніт марки КУ-2, для якого обмінна ємкість згідно [3,4] становить 1500-1700 г-екв/м<sup>3</sup> ( $E_{\text{нов}}=1600$ ) г-екв/м<sup>3</sup>. Фільтр регенерують розчином сірчаної кислоти;  $q_{\text{num}}$  – витрата води на промивку катіоніту після регенерації: приймають  $q_{\text{num}}=4-5$  м<sup>3</sup> води на 1 м<sup>3</sup> катіоніту;  $C_k$  – загальний вміст у воді катіонів  $Ca$ ,  $Mg$ ,  $Na$  та  $K$  в г-екв/м<sup>3</sup>.

$$C_k = \frac{[Na]}{e_{Na}} + \frac{[Mg]}{e_{Mg}} + \frac{[Ca]}{e_{Ca}} + \frac{[K]}{e_K}; \quad (33)$$

Загальна площа катіонітових фільтрів буде дорівнювати:

$$F_k = \frac{W_k^1}{H_k^1}, \text{м}^2 \quad (34)$$

$H_k^1$  – висота шару катіоніту у фільтрах приймають 2-3,5 м.



Приймаємо стандартний діаметр  $D_k$  та кількість катіонітових фільтрів  $N_k$  шт, (рекомендований діаметр фільтрів:  $D_k=1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0, 3.4$  м) [3] і визначають площу одного катіонітового фільтру з уточненням кількості катіонітових фільтрів I ступеню (Додатки 1, 2).

Після уточнення кількості і загальної площі фільтрів визначають фактичну швидкість фільтрування. Якщо знайдена фактична швидкість знаходиться в межах потрібної швидкості (10÷25 м/год), то кількість прийнятих катіонітових фільтрів I ступеня не змінюється. Кількість резервних катіонітових фільтри приймають за [3,4,5].

### Розрахунок катіонітових фільтрів II ступеня

Для катіонітових фільтрів II ступеня робочу ємкість катіоніту визначають за формулою:

$$E_{роб}^H = \alpha_n \cdot E_{нов} - 0.5 \cdot q_{нит} \cdot C_{Na}, \quad (35)$$

де  $C_{Na}$  вміст катіонів натрію у воді, яка надходить на катіонітові фільтри другого ступеня (значення дорівнює концентрації натрію у вихідній воді). При питомій витраті сірчаної кислоти 100 г/г-екв., значення  $\alpha_n$  буде дорівнювати 0,85 [4], а питома витрата освітленої води  $q_{нит}$  буде прийнята 8-10 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> катіоніту.

Згідно [3,8] приймають такі параметри катіонітових фільтрів II ступеня:

швидкість фільтрування  $V_\phi = 40-60$  м/год;

висоту шару катіоніту  $H_{кат} = 1,5$  м;

робочу об'ємну ємкість КУ-2 - 400÷500 гекв/м<sup>3</sup>.

Об'єм катіоніту визначають аналогічно фільтрам I ступеня. У катіонітовому фільтрі II ступеня вилучаються тільки катіони  $Na^+$ . Це дозволяє розраховувати фільтри з деяким резервом, що виключає проскакування іонів  $[Na^+]$  через фільтри II ступеня.

Для завантаження фільтру використовують катіоніт КУ-2-8. Об'єм катіоніту визначають за формулою:

$$W_k^{II} = \frac{Q_{пов} \cdot C_{Na} \cdot \alpha}{n_p \cdot E_{роб}^H}, \text{ м}^3 \quad (36)$$

де  $C_{Na}$  – загальна концентрація натрію у вихідній воді, ммоль/дм<sup>3</sup>;

$\alpha$  – коефіцієнт, що враховує потреби води на водоочисній станції,  $\alpha=1,3$ ;  $n_p$  – число регенерації кожного фільтра за добу  $n_p=2-3$  рази;  $E_{роб}^n$  – робочу обмінну ємність Н-катіоніту, г-екв/м<sup>3</sup> приймають

$$E_{роб}^n = 400 - 500 \frac{c \cdot екв}{M^3}.$$

Загальна площа катіонітових фільтрів II ступеня:

$$F_{\kappa}^{II} = \frac{W_{\kappa}^{II}}{H_{\kappa}^{II}}, M^2 \quad (37)$$

Приймають кількість катіонітових фільтрів ( $N_{\kappa}^{II}$ ) і визначають площу одного катіонітового фільтру:

$$f_{\kappa}^{II} = \frac{F_{\kappa}^{II}}{N_{\kappa}^{II}}, M^2 \quad (38)$$

Діаметр катіонітового фільтра II ступеня буде дорівнювати:

$$D_{\kappa} = \sqrt{\frac{f_{\kappa}^{II}}{0,785}}, M \quad (39)$$

Приймають стандартний діаметр катіонітового фільтра II ступеня і визначають фактичну площу катіонітового фільтра II ступеня:

$$f_{\kappa,ф}^{II} = 0,785 \cdot D_{\kappa}^2, M^2 \quad (40)$$

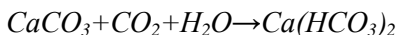
Фактична швидкість фільтрування буде дорівнювати:

$$V_{\phi} = \frac{Q_{нов}}{24 \cdot N_{\kappa}^{II} \cdot f_{\kappa,ф}^{II}}, \frac{M}{год} \quad (41)$$

Якщо знайдена фактична швидкість знаходиться в межах 10-50 м/год, то кількість прийнятих катіонітових фільтрів II ступеня не змінюється. Додатково приймають резервний катіонітовий фільтр [3,8].

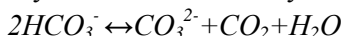
## Тема 5. Розрахунок та проектування установок стабілізаційної обробки води

Для підтримання в розчині визначеної концентрації гідрокарбонатних іонів необхідно, щоб в ньому знаходилась певна кількість вільної вуглекислоти (рівноважна вуглекислота) що відповідає заданій концентрації. Якщо вуглекислота, яка знаходиться у воді, перевищує рівноважну концентрацію, то надлишок  $\text{CO}_2$  вступає в реакцію з металом, викликаючи корозію з твердим карбонатом кальцію та розчинення захисної карбонатної плівки на трубах по реакції:



### 1) Визначаємо вміст вільного діоксиду вуглецю у воді

Між різними формами вугільної кислоти існує динамічна рівновага:



Концентрація агресивної вуглекислоти визначається за формулою:

$$[\text{CO}_2]_{\text{агр.}} = [\text{CO}_2]_{\text{вільна}} - [\text{CO}_2]_{\text{рівновж.}}, \text{мг/дм}^3$$

З номограми (додаток 3) визначають вміст у воді вільної вуглекислоти за вихідними параметрами води, яка буде проходити стабілізаційну обробку. З номограми (додаток 4) визначають значення величини параметра А, використовуючи параметри солевмісту. За номограмою (додаток 5). визначають рівноважну концентрацію вуглекислоти.

**Приклад.** Визначити кількість вільного діоксиду вуглецю у підземних слабокислих водах (рН 6,7) із величиною загальної лужності  $4,0 \text{ ммоль/дм}^3$ , солевмістом  $450 \text{ мг/дм}^3$ , температурою  $10^\circ\text{C}$ .

**Розв'язок.** Концентрацію вільного діоксиду вуглецю у вихідній воді знаходять за номограмою рис. 2 (за величинами рН води та її лужності). Номограму складено для температури води  $25^\circ\text{C}$  та солевмісту  $20 \text{ мг/дм}^3$ . Кількість вільного діоксиду вуглецю  $C_{\text{поч}}$  для інших значень температури та солевмісту визначається за формулою:

$$C_{\text{поч}} = C_{\text{ном}} \cdot \alpha \cdot \beta \quad (42)$$

де  $C_{\text{ном}}$  – вміст диоксиду вуглецю за номограмою рис. 2;  
 $\alpha$  – поправка на температуру (табл. 4);  $\beta$  – поправка на солевміст (табл. 5).

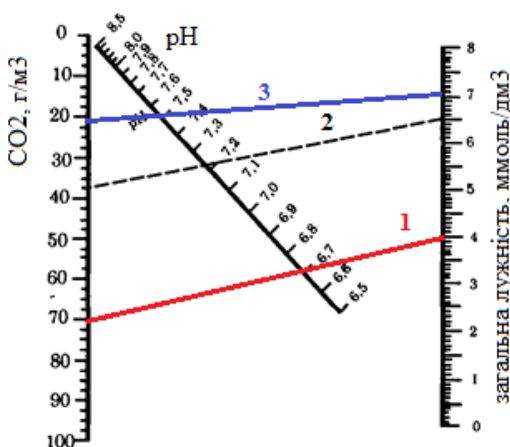


Рис. 2. Номограма для визначення вмісту у воді вільного диоксиду вуглецю: 1 – pH 6,7; Л 4,0 ммоль/дм<sup>3</sup>; 2 – pH 7,2; Л 6,5 ммоль/дм<sup>3</sup>; 3 – pH 7,5; Л 7,15 ммоль/дм<sup>3</sup>

Таблиця 4

Поправка на температуру  $\alpha$  [18]

Температура води, °C	0	5	10	15	20	25
$\alpha$	1,65	1,44	1,29	1,16	1,06	1,0

Таблиця 5

Поправка на солевміст  $\beta$  [9]

Загальний солевміст, мг/дм <sup>3</sup>	20	50	100	200	300	400	500
$\beta$	1	0,97	0,94	0,9	0,88	0,86	0,84

Кількість вільного диоксиду вуглецю  $C_{\text{поч}}$  для підземних вод із солевмістом 450 мг/дм<sup>3</sup> та температурою 10 °C становить:

$$C_{\text{поч}} = C_{\text{ном}} \cdot \alpha \cdot \beta = 70 \cdot 1,29 \cdot 0,85 = 76,75 \text{ мг / дм}^3$$

**2) Необхідність стабілізаційної обробки води визначаємо за індексом Ланжельє:**

$$I_L = pH - pHs, \quad (43)$$

де  $pH$  – водневий показник води, яка досліджується;  $pHs$  – водневий показник, при якому вода з концентраціями іонів кальцію і гідрокарбонатів при даній температурі води і загальному вмісті солі є стабільною, визначаємо за формулою:

$$pHs = f(t) - f(Ca^{2+}) - f(I) + f(P), \quad (44)$$

де  $f(t)$  – функція температури води;  $f(Ca^{2+})$  – функція концентрації в воді іонів кальцію, приймаємо  $f(I)$  – функція лужності води;  $f(P)$  – функція солевмісту води (додаток 3).

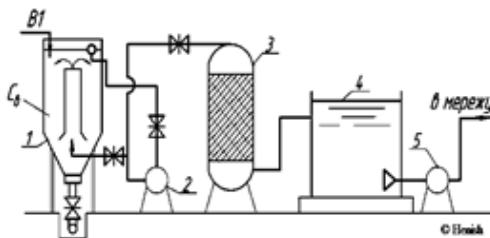
Якщо  $I_L < 0$  – вода корозійна;  $I_L > 0$  – вода схильна до карбонатних відкладень;  $I_L \approx 0$  – вода стабільна.

Необхідність стабілізаційної обробки води визначають також за методом Різнера:

$$I_R = 2pHs - pH, \quad (45)$$

Якщо  $I_R = 6...7$  – вода стабільна;  $I_R > 7$  – вода агресивна;  $I_R < 6$  – вода схильна до карбонатних відкладень. Якщо вода у джерелі водопостачання є агресивною і корозійною вона потребує стабілізаційну обробку.

Згідно [3] для стабілізації води використовуємо вапно  $NaOH$  ( $CaOH$ ).



**Рис.3. Схема установки стабілізації води:** 1 – розчинно-витратний бак з гідро змішувачем; 2 – циркуляційний насос; 3 – напірний фільтр; 4 – бак збору лужного реагенту; 5 – насос який подає стабілізовану воду в мережу

**Приклад.** Визначити вміст вільного, агресивного та рівноважного диоксиду вуглецю у підземних слабокислих (рН 6,5) водах із низькими (Л 2,0 ммоль/дм<sup>3</sup>) лужним резервом, загальним солевмістом (Р 650 мг/дм<sup>3</sup>), температурою 10 °С, концентрації катіонів Ca<sup>2+</sup> 80 мг/дм<sup>3</sup>.

**Розв'язок.** З номограми (додаток 3), за вихідними параметрами води (рН, лужність, солевміст), визначають вміст у воді вільної вуглекислоти, який становить 100 мг/дм<sup>3</sup>. З номограми (додаток 4) визначають значення величини параметра А = 0,5, використовуючи параметри солевмісту Р=650 мг/дм<sup>3</sup>, температури Т=10 °С та концентрації катіонів кальцію 80 мг/дм<sup>3</sup>.

За номограмою (додаток 5) визначають вміст у воді рівноважного CO<sub>2(ривн)</sub> = 20 мг/дм<sup>3</sup> та агресивного CO<sub>2(агр)</sub> = 80 мг/дм<sup>3</sup> диоксиду вуглецю.

**Приклад.** За умовою попередньої задачі визначити ступінь агресивності підземних вод до металу та бетону.

**Розв'язок.** Величину індексу рНs визначають за формулою (44), використовуючи дані (додаток 6):  $f(t) = 2,32$ ;  $f(Ca^{2+}) = 1,85$ ;  $f(L) = 1,3$   $f(P) = 8,89$ :

$$pHs = f(t) - f(Ca^{2+}) - f(L) + f(P) = 2,32 - 1,85 - 1,3 + 8,89 = 8,06$$

Величина *індексу Ланжельє*:

$$I_L = pH - pHs = 6,5 - 8,06 = -1,56$$

**Висновок:** досліджені слабокислі підземні води із низьким лужним резервом слід віднести до вод із дуже високим ступенем корозії. Для запобігання повторного забруднення при транспортуванні по водопровідним мережам необхідно проводити їх стабілізаційну обробку.

### 3) Визначають необхідну кількість реагентів для стабілізації води

Дозу вапна для стабілізації води визначають за формулою:

$$D_e = 28 \cdot \beta_e \cdot K_m \cdot L_{\text{,мг/дм}^3} \quad (46)$$

де  $\beta_e$  – коефіцієнт, який залежить від рН та індексу насичення води [3, 8,9],  $K_m$  – коефіцієнт, який залежить від температури, приймаємо  $K_m = 1,0$ .

**Приклад.** Визначають необхідну кількість реагентів для стабілізаційної обробки води із параметрами якості з наведених вище задач.

**Розв'язок.** Дозу вапна для стабілізації води визначають за формулою:

$$D_B = 28 \cdot \beta_B \cdot K_T \cdot L \cdot 100 / 96 = 28 \cdot 0,7 \cdot 1 \cdot 2,0 \cdot 1,04 = 40,8 \text{ ,мг/дм}^3$$

Ємкість розчинно-витратного бака визначають з виразу:

$$W_{p-в} = \frac{Q_{p-в} \cdot n \cdot D_в}{1000 \cdot b \cdot \gamma} \text{ ,м}^3 \quad (47)$$

де  $Q_{p-в}$  - повна розрахункова продуктивність очисної станції, м<sup>3</sup>/добу;  
 $n$  - час, на який заготовлюється розчин вапна, приймаємо  $n = 12$  год;  
 $D_в$  - доза вапна, мг/дм<sup>3</sup>;  $b$  - концентрація розчину вапна, приймаємо  $b = 5\%$ ;  
 $\gamma$  - об'ємна вага розчину вапна, приймаємо  $\gamma = 1,0$  т/м<sup>3</sup>.

Продуктивність насоса-дозатора визначаємо як :

$$Q_{нд} = \frac{1000 \cdot W_{p-в(факт)}}{t_ц} \text{ ,л / год} \quad (47)$$

## Тема 6. Розрахунок та проектування дегазаторів для видалення з води розчинених газів

В природних водах найчастіше зустрічаються наступні розчинені гази: диоксид вуглецю, кисень, сірководень, рідше – метан, які обумовлюють корозійну активність води до металу та бетону. Для їх видалення з води застосовують декілька типів **дегазаторів**:

- плівкові з різного роду насадками, що працюють в умовах протитечії дегазованої води і повітря, яке подається вентилятором;
- плівкові, що працюють без примусової подачі повітря;
- струминно-плівкові (контактні градирні);
- барботувальні;
- вакуумні.

У техніці водопідготовки для видалення газів (окрім кисню) в основному застосовують *плівкові дегазатори*, а для знекиснення води – *вакуумні дегазатори* або *термічні деаератори*. *Барботувальні дегазатори* використовуються лише у виняткових випадках внаслідок їх порівняно високої експлуатаційної вартості.

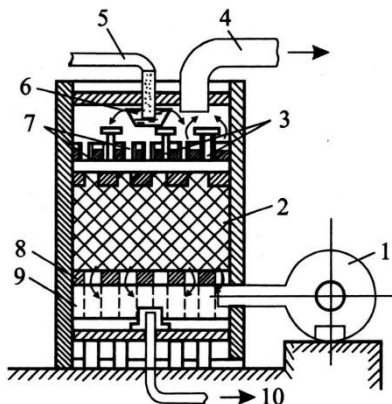
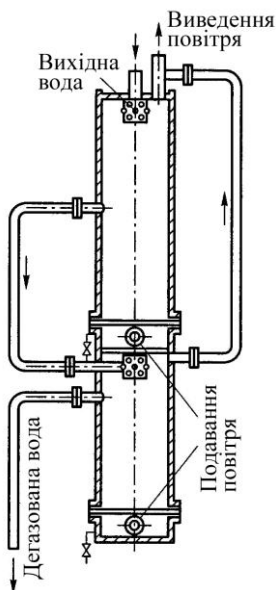


Рис.4. Схема плівкового дегазатора:  
1 – вентилятор; 2 – насадка;  
3 – газовідвідний патрубок;  
4 – видалення повітря; 5 – подача вихідної води; 6 – водорозподільна воронка; 7 – зрошувальні патрубки; 8 – дірчасте днище; 9 – піддон; 10 – відведення дегазованої води

Найдосконалішим типом дегазатора для глибокого видалення з води вільного оксиду вуглецю (IV) є ***плівковий дегазатор***, завантажений кільцями Рашига (рис.4) [3, 5].



*Барботувальні дегазатори* (рис. 5) використовують для глибокого видалення вуглекислого газу на установках продуктивністю не більше 20 м<sup>3</sup>/год. При дегазації води барботуванням повітря через шар води також створюється велика поверхня зіткнення рідкої і газоподібної фаз; тим самим прискорюється виділення газу. Повітря подається компресорами звичайно через дірчасті труби або пористі плити [3,4,5].

Рис. 5. Схема барботувального дегазатора



У разі глибокого (за залишкової концентрації  $0,01-0,05 \text{ мг/дм}^3$ ) або часткового ( $0,3-0,5 \text{ мг/дм}^3$ ) знекиснення води, а також спільного видалення кисню і вуглекислого газу застосовують *вакуумні дегазатори* з насадкою із кілець Рашига. Вони можуть бути без підігрівання (рис. 6, а) та з підігріванням води (рис. 6, б).

Найповніша дегазація досягається розбризкуванням у вакуумі з одночасним підігріванням води. Вакуумні дегазатори виконують сталевими круглими (у плані) з конусним днищем. Над конусним днищем розташовується дірчастий лист (з отворами діаметром 15-20 мм) або ґрати, які є опорою для кілець Рашига. Вода всередину дегазатора подається пристроєм, що забезпечує тонке розпилювання та рівномірний розподіл її по поверхні насадки [3]. Для спостереження за рівнем води в дегазаторі встановлюють водомірне скло. Парогазова суміш відводиться з дегазатора вакуумним пристроєм (можуть бути використані вакуум-насос, паро- і водоструминні ежектори) [5]. Вибір типу дегазатора визначається продуктивністю установки, необхідною повнотою дегазації, початковою концентрацією газу, що видаляється, та іншими умовами.

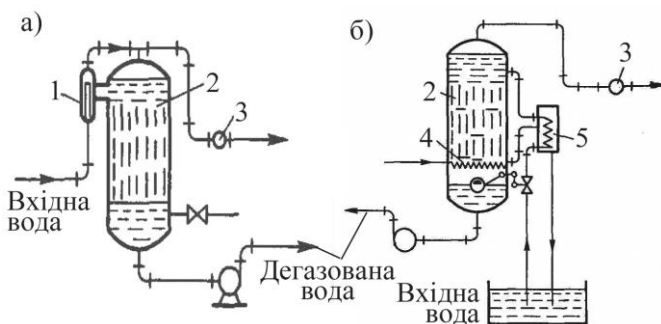


Рис. 6. Схеми установок дегазації води у вакуумі без підігрівання (а) і з підігріванням (б) води: 1 – повітровідділювач; 2 – котел; 3 – вакуум-насос; 4 – змійовик; 5 – теплообмінник

Метод видалення сірководню аеруванням є комбінованим з його біохімічним окисленням (рис.7). Метод слід застосовувати при

температурі води 6-30°C, загальному вмісту сірководню до 50 мг/ дм<sup>3</sup>, заліза двовалентного: до 0,3 мг/дм<sup>3</sup>, рН вихідної води 7-9 [9].

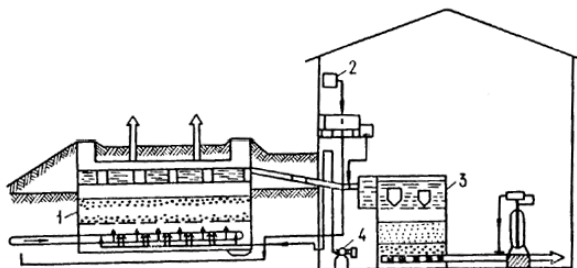


Рис.7. Споруди для видалення сірководню біохімічним методом: 1 - реактор біохімічного окиснення; 2 - ємність для приготування розчину триполіфосфату натрію; 3 - швидкий фільтр; 4 - повітродувки

Ефективність очищення води від сірководню після її обробки в реакторах і фільтрах становить 95-99%. Контактне завантаження реактор біохімічного окислення складається із щебню або гравію з розміром фракцій 10-30 мм, товщиною шару гравію 1,0 м. Питоме гідравлічне навантаження на 1 м<sup>2</sup> площі реактора та питома витрата повітря на 1 м<sup>3</sup> води яка підлягає обробці приймається за табл.6 [9].

Таблиця 6

Загальний вміст сірководню у вихідній воді, мг/дм <sup>3</sup>	Питоме гідравлічне навантаження, м <sup>3</sup> /м добу	Питома витрата повітря, м <sup>3</sup> на 1 м <sup>3</sup> води
До 20	210 - 70	2 - 4
20 - 50	70 40	4 - 7

### 6.1. Розрахунок вакуумного дегазатору для видалення вільного диоксиду вуглецю

Кількість газу який підлягає десорбції:

$$G = K_p \cdot A \cdot \Delta C_{cp}, \text{ кг} \quad (48)$$

де  $K_p$  - коефіцієнт десорбції в плівці рідини, (м/год);  $A$  - площа дотику рідкої і газоподібної фаз, (м<sup>2</sup>);  $\Delta C_{cp}$  – середня рушійна сила процесу десорбції (кг/м<sup>3</sup>)

Кількість газу що видаляється з води:

$$G_r = 0,001 \cdot q \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}) \text{ кг/год} \quad (49)$$

$G$  – кількість газу що видаляється з води, (кг/год)

$q$  – продуктивність апарата, (м<sup>3</sup>/год)

$C_{\text{вх}}$  – кількість газу у воді яка підлягає обробці, (мг/дм<sup>3</sup>)

$C_{\text{вих}}$  – кількість газу на виході із апарата, (мг/дм<sup>3</sup>)

$$\Delta C_{\text{ср}} = \frac{(C_{\text{вх}} - C_{\text{р.вх}}) - (C_{\text{вих}} - C_{\text{р.вих}})}{2,3 \lg \left( \frac{C_{\text{вх}} - C_{\text{р.вх}}}{C_{\text{вих}} - C_{\text{р.вих}}} \right)} \quad (50)$$

$C_{\text{вх}}, C_{\text{вих}}$  – концентрації газу, відповідно на вході та на виході з апарата, мг/дм<sup>3</sup>;  $C_{\text{р.вх}}, C_{\text{р.вих}}$  – рівноважні концентрації газу у повітрі, відповідно на вході і на виході з дегазатора, мг/дм<sup>3</sup>.

Площа поперечного перерізу дегазатора при щільності зрошення насадки 50 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> год:

$$f = \frac{q}{50}; \text{м}^2 \quad (51)$$

У випадку видалення із води вільного діоксиду вуглецю величина  $\Delta C_{\text{ср}}$  визначається відповідно графіків на рис.8; у випадку видалення розчиненого кисню за графіком рис.12.

Коефіцієнти десорбції ( $K_{\text{ж}}$ ) вільного діоксиду вуглецю та розчиненого кисню виначаються відповідно за графіками рис. 9 та рис.11. Продуктивність пристрою, що створює вакуум в дегазаторі, визначають за формулою, отриманої з рівняння Клайперона:

$$V_{\text{см}} = \frac{G_{\text{КД}} \cdot (273 + t)}{A \cdot P_{\text{к}}}; \text{м}^3 \quad (52)$$

де  $V_{\text{см}}$  - об'єм паро-газової суміші яка відсмоктується із дегазатора, м<sup>3</sup>;  $G_{\text{К.В.}}$  – вага кисню, що відсмоктується з дегазатора (з урахуванням кисню, який підсмоктується з атмосфери через нещільності вакуумної системи), кг/год.  $A$  – коефіцієнт який приймається: при видаленні

кисню 377; при видаленні вуглекислоти 520;  $G_{к.д.}$  – вага кисню, що видаляється з води, кг/год.

$$G_{к.д.} = 1,312 \cdot C_{кв} \quad (53)$$

$$\text{де } G_{кв} = \frac{q_{\text{год}}(C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}})}{1000}; \text{ кг/год.} \quad (54)$$

$P_{\kappa}$  – парціальний рівноважний тиск кисню при даній температурі води який відповідає заданій кінцевій концентрації кисню.

$$P_{\kappa} = \frac{C_{\text{вих}}}{H}; \text{ а.т} \quad (55)$$

$C_{\text{вих}}$  – залишкова концентрація кисню у воді, г/м<sup>3</sup>;

$H$  – розчинність кисню у воді при даній температурі і парціальному тиску кисню в 1 ат в г/м<sup>3</sup> ат. (Табл.7) [15].

Продуктивність вакуумного насоса в каталогах зазвичай відноситься до температури 0° і тиску 1 ат [15]. Для того щоб привести об'єм газу, підрахованого раніше до умов прийнятих в каталогах користуються законами Бойля-Маріотта і Гей-Люссака:

$$\frac{V \cdot P}{1 + 0.00366 \cdot t_0} = \frac{V_0 \cdot P_0}{1 + 0.00366 \cdot t_0} \quad V_0 = \frac{V \cdot P}{1 + 0.00366 \cdot t} \quad (56)$$

де  $V_0$  – об'єм паро-газової суміші при  $t = 0^0$  и  $P_0 = 1 \text{ ат}$ , м<sup>3</sup>;

$V$  – об'єм паро-газової суміші м<sup>3</sup> (формула 52);

$P$  – тиск паро-газової суміші в дегазатор при температурі  $t$  рис.10.

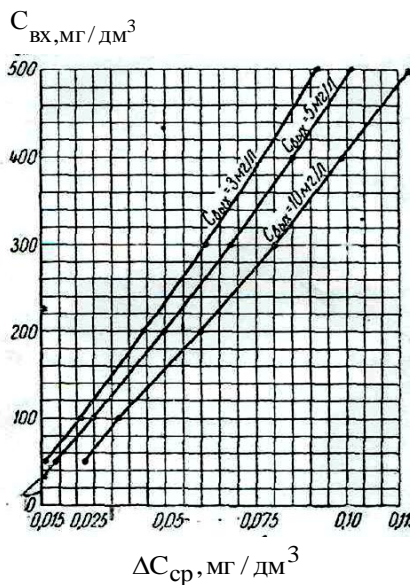


Рис. 8 Графік для визначення  $\Delta C_{\text{ср}}$  залежно від  $C_{\text{вх}}$  та  $C_{\text{вих}}$

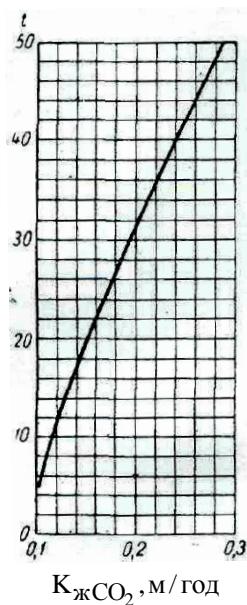
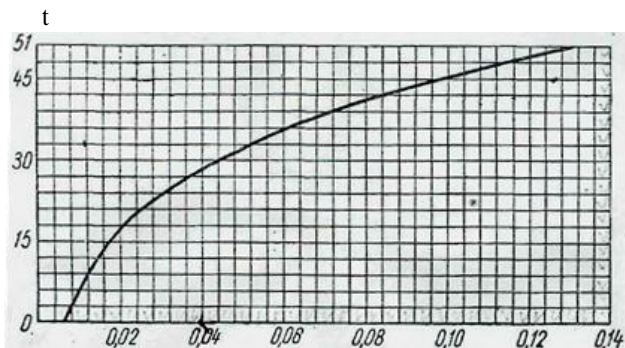


Рис. 9. Графік  $K_{\text{жCO}_2} = f(t)$  при щільності зрошення насадки  $50 \text{ м}^3/\text{м}^2$  год і кільцях Рашига  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$

Таблиця 7

Розчинність кисню у воді в  $\text{г}/\text{м}^3$  при парціальному тиску 1 ат

Температура води, °C	Розчинність $\text{O}_2$ у воді, $\text{г}/\text{м}^3$ ат	Температура води, °C	Розчинність $\text{O}_2$ у воді, $\text{г}/\text{м}^3$ ат
0	69,5	30	35,9
5	60,7	35	33,2
10	53,7	40	30,8
15	48,0	45	28,6
20	43,4	50	26,6
25	39,3	-	-



Тиск  $p$ , що відповідає точці кипіння води,  $\text{кг} / \text{см}^3$

Рис. 10. Графік для визначення тиску, що відповідає точці кипіння води при даній її температурі [15]

**Приклад.** Розрахувати вакуумний дегазатор для видалення з води вільного диоксиду вуглецю при наступних умовах:  $q_{\text{год}} = 100 \text{ м}^3/\text{год}$ ,  $C_{\text{вх}} = 80 \text{ мг/дм}^3$ ,  $C_{\text{вих}} = 3 \text{ мг/дм}^3$ ,  $t_{\text{роч.}} = 10^\circ\text{C}$ ,  $f = 2 \text{ м}^2$ . Насадка із кілець Рашига  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$ ;

#### Розв'язок.

1. Вага диоксиду вуглецю який видаляється з води  $\text{г/м}^3$ :

$$G_y = \frac{q_{\text{год}} \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}})}{1000} = \frac{100 \cdot (80 - 3)}{1000} = 7,70 \text{ кг/год.}$$

2. За рис. 8 знаходять середню рушійну силу десорбції:  $\Delta C_{\text{ср.}} = 0,024 \text{ кг/м}^3$ . За рис.9 знаходять коефіцієнт десорбції  $K_{\text{ж}} = 0,115 \text{ м/год.}$

3. Розраховують необхідну поверхню десорбції,  $\text{м}^2$ ;

$$F = \frac{G_{\text{к.д.}}}{K_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср.}}} = \frac{7,7}{0,115 \cdot 0,024} = 2789,86 \text{ м}^2;$$

4. Об'єм насадки,  $\text{м}^3$ :

$$W = \frac{F}{S} = \frac{2789,86}{204} = 13,68 \text{ м}^3$$

$S$  – питома поверхня насадки (табл.4)  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;

5. Висота завантаження, м:

$$h = \frac{W}{f} = \frac{13,68}{2} = 6,84 \text{ м};$$

$f$  - площа поперечного перетину дегазатора, м<sup>2</sup>

6. Об'єм паро-газової суміші, м<sup>3</sup>/год

$$V_{\text{см}} = \frac{G_{\text{К.Д.}} \cdot (273 + t)}{A \cdot P_y} = \frac{7,7 \cdot (273 + 10)}{520 \cdot 0,00129} = 284,5 \text{ м}^3 / \text{год}$$

$$P_y = \frac{C_{\text{вих}}}{H} = \frac{3}{2318} = 0,00129 \text{ ат.}$$

$P_y$  – парціальний тиск вільної вуглекислоти відповідно до заданій температурі, ат.;  $C_{\text{вих}}$  – залишкова концентрація кисню у воді г/м<sup>3</sup>

$H$  - розчинність кисню у воді при даній температурі і при парціальному тиску кисню, 1 ат. в г/м<sup>3</sup> (табл.8).

Таблиця 8

Розчинність CO<sub>2</sub> при парціальному тиску 1 ат

Температура води в °С	Розчинність CO <sub>2</sub> в г/м <sup>3</sup>	Температура води в °С	Розчинність CO <sub>2</sub> в г/м <sup>3</sup> г/м <sup>3</sup>
10	2318	35	1106
15	1971	40	974
20	1689	45	862
25	1450	50	762
30	1250		

## 6.2. Розрахунок вакуумного дегазатору для видалення із води розчиненого кисню

**Приклад.** Розрахувати вакуумний дегазатор для знекиснення води при наступних умовах:  $q_{\text{год}}$  - 100 м<sup>3</sup>/год,  $C_{\text{вх}} = 7$  мг/дм<sup>3</sup>,  $C_{\text{вих}} = 0,01$  мг/дм<sup>3</sup>,  $t_{\text{розр.}} = 40$  °С. Насадка із кілець Рашига 25\*25\*3 мм.

**Розв'язок.** 1. Знаходимо необхідну площу поперечного перетину

$$\text{вакуумного дегазатора: } f = \frac{q_{\text{год}}}{50} = \frac{100}{50} = 2 \text{ м}^2;$$

при щільності зрошення його насадки 50 м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> год.

2. Визначають вагу кисню, що видаляється з води в кг/год:

$$G_{\text{К.Д.}} = \frac{q_{\text{год}} \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}})}{1000} = \frac{100 \cdot (7 - 0,01)}{1000} = 0,699 \text{ кг/год.}$$

3. Знаходимо за рис.12 середню рушійну силу в процесі десорбції, кг/м<sup>3</sup>:  $\Delta C_{\text{ср}} = 0,0011$ ; за рис. 11 визначають коефіцієнт десорбції  $K_{\text{ж}} = 0,790 \text{ м/год.}$

4. Визначають необхідну поверхню десорбції, м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{G_{\text{К.Д.}}}{K_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср.}}} = \frac{0,699}{0,790 \cdot 0,0011} = 804,37 \text{ м}^2;$$

5. Розраховують об'єм насадки, м<sup>3</sup>:

$$W = \frac{F}{S} = \frac{804,37}{204} = 3,943 \text{ м}^3 ;$$

$S$  – питома поверхня насадки (табл. 9) м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

6. Визначають висоту насадки:

$$h = \frac{W}{f} = \frac{3,943}{2} = 1,97 \text{ м};$$

7. Знаходять кількість кисню, що видаляється з дегазатор з урахуванням підсмоктування із атмосфери:

$$G_{\text{КД}} = 1,32 \cdot G_{\text{КВ}} = 1,312 \cdot 0,699 = 0,917 \text{ кг / год}$$

8. Знаходимо об'єм паро-газової суміші, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{см}} = \frac{G_{\text{К.Д.}} \cdot (273 + t)}{A \cdot P_{\text{к}}} = \frac{0,917 \cdot (273 + 40)}{377 \cdot 0,000324} = 349,78 \text{ м}^3$$

$$P_{\text{к}} = \frac{C_{\text{вих}}}{H} \frac{0,01}{30,8} = 0,000325 \text{ ат}$$

$C_{\text{вих}}$  – кінцева концентрація кисню у воді г/м<sup>3</sup>;  $H$  - розчинність кисню в воді при даній температурі і при парціальному тиску кисню, що дорівнює 1 ат. в г/м<sup>3</sup> (табл.7).

9. Об'єм яг газової суміші, приведений до нормальних умов:

$$V_0 = \frac{V_{\text{см}} \cdot P}{1 + 0,00366 \cdot t} = \frac{349,78 \cdot 0,0745}{1 + 0,00366 \cdot 40} = 152,7 \text{ м}^3 / \text{год}$$

$P$  - знаходимо за рис.8 в залежності від  $t$ .



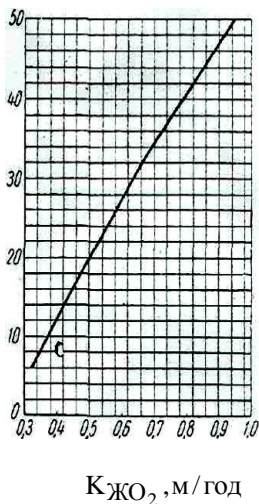


Рис.11. Графік  $K_{жO_2} = f(t)$  при щільності зрошення насадки  $50 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ год}$  і кільцях Рашига  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$

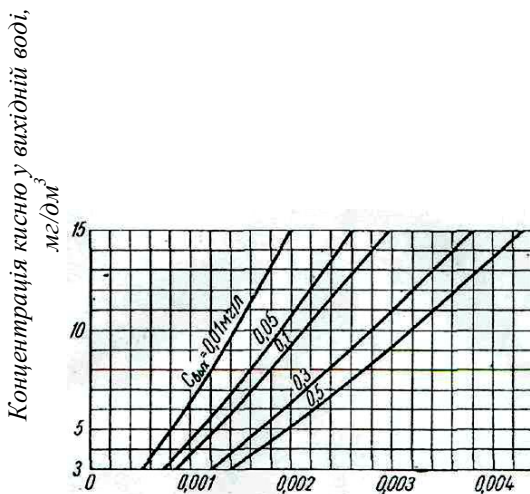


Рис. 12. Залежність  $\Delta C_{cp}$  від початкової і кінцевої концентрації кисню у воді

Таблиця 9

Характеристика кілець Рашига [15]

Розміри кілець в мм	Кількість кілець в $1 \text{ м}^3$ при безладному завантаженні	Вільний об'єм $\nu_{св}$ , $\text{м}^3/\text{м}^3$	Поверхня насадки $S$ , $\text{м}^2/\text{м}^3$	Гідравлічний радіус каналів $m = \nu_{св}/S$	Еквівалентний діаметр насадок $d=4m$	Вага кілець в $\text{кг}/\text{м}^3$
25*25*3	53200	0,74	204	0,00363	0,01452	532
35*35*3	20200	0,74	140	0,00555	0,02220	505
50*50*5	6000	0,785	87,5	0,00900	0,0360	530

### 6.3. Розрахунок дегазаторів по видаленню із води розчиненого сірководню

Вміст у воді сполуки сірководню може складатися з вільного сірководню ( $\text{H}_2\text{S}$ ), гідросульфідних іонів ( $\text{HS}^-$ ), сульфідних іонів ( $\text{S}^{2-}$ ).

Лише при  $\text{pH} \leq 5$  всі сульфідні сполуки присутні у вигляді вільного сірководню. Тому видалення сульфідних сполук можливо лише при попередньому підкислення вихідної води або в циклах Н-На-катіонного пом'якшення та йонітного знесолення води.

Розрахунок дегазатора для видалення з води вільного сірководню слід проводити базуючись на наступних вихідних даних:

1. Площа поперечного перерізу (табл. 10), щільність зрошення насадки (кільця Рашига)  $60 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$ , питома витрата повітря  $12 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Таблиця 10

Продуктивність дегазатора, $\text{м}^3/\text{год}$	$f, \text{ м}^2$	$f^{0,324}, \text{ м}^2$	Продуктивність дегазатора, $\text{м}^3/\text{час}$	$f, \text{ м}^2$	$f^{0,324}, \text{ м}^2$
10	0,167	0,56	300	5,01	1,68
20	0,334	0,70	350	5,83	1,77
30	0,501	0,80	400	6,68	1,85
40	0,668	0,88	450	7,50	1,92
50	0,835	0,94	500	8,35	1,99
75	1,25	1,07	600	10,0	2,11
100	1,67	1,18	700	11,7	2,22
150	2,50	1,35	800	13,4	2,32
200	3,34	1,48	900	15,0	2,40
250	4,17	1,59	1000	16,7	2,49

2.  $G$  – кількість вільної вуглекислоти підлягає видаленню  $\text{кг}/\text{год}$ .

$$G = \frac{q_{\text{час}}(C_{\text{вх.}} - C_{\text{вих.}})}{1000}, \text{ кг}/\text{год.}; \quad (57)$$

Вміст сірководню (%) у вихідній воді відповідно до рН (рис.14).

3. Значення середньої рушійної сили десорбції  $\Delta C_{\text{ср}}$ ,  $\text{кг}/\text{м}^3$  визначається за рис.13 або за формулою:

$$\Delta C_{\text{ср}} = \frac{C_{\text{вх}} - C_{\text{онм}}}{2,31 \lg \left( \frac{C_{\text{вх}}}{C_{\text{онм}}} \right)}; \quad \text{кг}/\text{м}^3 \quad (58)$$

де  $C_{\text{вих}}$  – концентрація газу на виході з апарата,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;  $C_{\text{онм}}$  – вміст вільного сірководню який відповідає оптимальному значенню  $\text{pH} \leq 5$ .

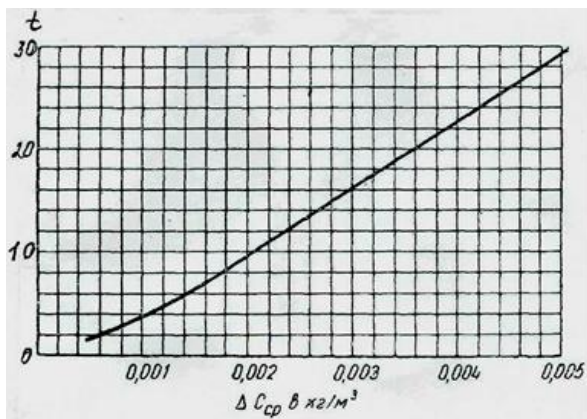


Рис. 13. Значення  $\Delta C_{cp}$  в залежності від початкового вмісту  $H_2S$  в воді при кінцевому вмісті його  $0,1 \text{ мг/дм}^3$

Значення коефіцієнта десорбції визначається за формулою:

$$K_{жс} = \frac{760 \left( \frac{1}{50,7 + \frac{109,9}{f^{0,324}}} \right)}{H}; \text{ м/год.} \quad (59)$$

де  $f$  – площа поперечного перетину; площі  $f$ ,  $f^{0,324}$  наведено в табл.10  $\text{м}^2$ ;  $H$  – розчинність сірководню у воді в  $\text{кг/м}^3$  ат. при даній температурі та при парціальному тиску сірководню 1 ат. (рис.15).

4. Об'єм насадки:

$$W = \frac{F}{S}, \text{ м}^3 \quad (60)$$

$F$  – площа насадки,  $\text{м}^2$

$S$  – поверхня насадки (таб.4)  $\text{м}^2/\text{м}^3$

$$F = \frac{G}{K_{жс} * \Delta C_{cp}}; \quad (61)$$

де  $K_{жс}$  – коефіцієнт десорбції, м/год.

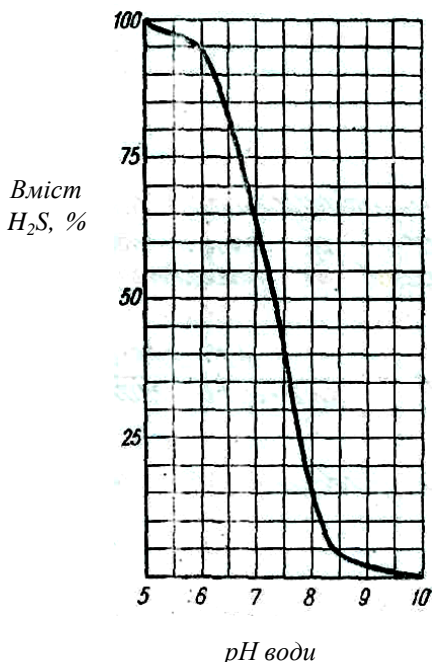


Рис. 14. Вміст  $H_2S$  в % від загальної концентрації сульфідних сполук в залежності від pH води

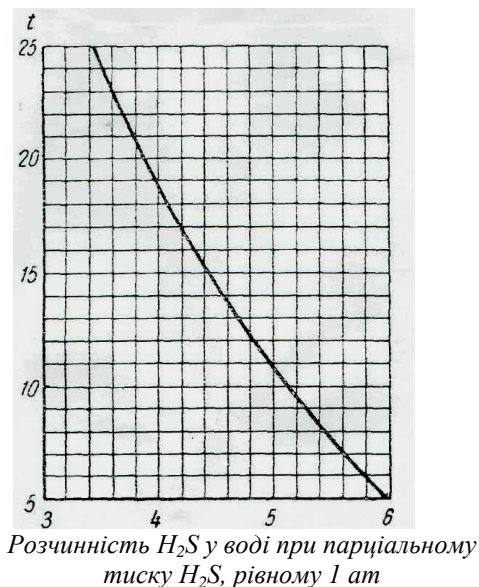


Рис. 15. Розчинність  $H_2S$  у воді в залежності від її температури при парціальному тиску  $H_2S$ , рівному 1 ат

## Тема 7. Розрахунок декарбонізаторів з різними типами насадок

В результаті розрахунку визначають: площу поперечного перетину декарбонізатора, його діаметр; площу поверхні насадки і висоту шару насадки; продуктивність та напір вентилятора.

При розрахунку задаються наступні параметри: витрату води, що надходить до декарбонізатора; концентрацію вільної вуглекислоти в воді перед декарбонізатором; необхідне значення концентрації вільної вуглекислоти після декарбонізатора; найменшу температуру оброблюваної води.

Концентрацію вільної вуглекислоти у воді, яка надходить до декарбонізатора ( $C_{вх}$ ) визначають за рівнянням:

$$C_{вх} = 44 \cdot Ж_{к} + C_{поч} \quad (62)$$

де  $C_{вх}$  – концентрація вільної вуглекислоти на вході до декарбонізатора, мг/кг;  $Ж_{к}$  – карбонатна жорсткість перед іонітовими фільтрами, мг-екв/кг;  $C_{поч}$  – концентрація вільної вуглекислоти у вихідній воді, мг/кг.

Концентрація вільної вуглекислоти у вихідній воді ( $C_{поч}$ ) розраховується за рівнянням:

$$C_{поч} = 0,268 (Ж_{к})^3, \text{ мг/кг} \quad (63)$$

При розрахунку величин  $Ж_{Ca}^{2+}$  та  $Ж_{Mg}^{2+}$ , які наведено в мг/кг їх слід перераховувати в мг-екв/кг. Для цього використовують наведені нижче залежності:

$$Ж_{Ca}^{2+} = \frac{C_{Ca}^{2+}}{20,04} \quad (65)$$

$$Ж_{Mg}^{2+} = \frac{C_{Mg}^{2+}}{12,16} \quad (66)$$

Карбонатна жорсткість обумовлюється присутністю у воді солей гідрокарбонатів кальцію і магнію –  $Ca(HCO_3)_2$ ;  $Mg(HCO_3)_2$ . Якщо концентрація  $HCO_3^-$  (мг-екв/кг) менше загальної жорсткості води, то величина карбонатної жорсткості визначається концентрацією  $HCO_3^-$ :

$$Ж_{Ca}^{2+} = \frac{C_{HCO_3^-}}{61,02} \quad (67)$$

де  $C_{\text{HCO}_3^-}$  – концентрація гідрокарбонат іонів, мг/кг; 61,02 – еквівалентна вага  $\text{HCO}_3^-$ .

Величина карбонатної жорсткості змінюється після кожної стадії обробки води. Практика показує, що карбонатна жорсткість після попереднього очищення перед іонітовими фільтрами коливається в межах від 5 до 15 мг/кг.

**Приклад.** Якщо величина карбонатної жорсткості  $J_k$  складає 10 мг/кг, то за рівнянням (67) перераховують цю величину в мг-екв/кг:

$$J_k = \frac{10}{61,02} = 0,16 \text{ мг-екв/кг}$$

Розраховуємо величини  $C_{\text{вх}}$  та  $C_{\text{поч}}$ :

$$C_{\text{поч}} = 0,2678 (J_k)^3 = 0,268 \cdot 10^3 = 268 \text{ мг/кг}.$$

Тоді

$$C_{\text{вх}} = 44 J_k + C_{\text{поч}} = 44 \cdot 0,16 + 268 = 275 \text{ мг/дм}^3.$$

Площа поперечного перерізу та діаметр декарбонізатора визначаються за оптимальною щільності зрошення насадки. Для декарбонізатора з дерев'яною хордовою насадкою вона дорівнює  $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ . Визначення витрати повітря і підбір вентилятора проводиться за величиною питомої витрати повітря  $20 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Необхідна площа поверхні десорбції в декарбонізаторі:

$$F = \frac{G}{K_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср}}} \quad (68)$$

где  $G$  – кількість вільної вуглекислоти, яку необхідно видалити (кг/год), визначається за рівнянням:

$$G = \frac{q_{\text{год}} \cdot (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}})}{1000} \quad (69)$$

де  $q_{\text{год}}$  – витрата води, що надходить до декарбонізатора,  $\text{м}^3/\text{год}$ ;

$C_{\text{вх}}$  – концентрація вільної вуглекислоти (мг/кг) на вході до декарбонізатора,  $C_{\text{вих}}$  – концентрація вільної вуглекислоти (мг/кг) на

виході із декарбонізатора (чисельні значення якої приймаються, в межах 3-10 мг/кг);  $K_{ж}$  – коефіцієнт десорбції,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ год}$ .

Величина  $K_{ж}$  визначається за (рис. 9) в залежності від заданої температури води. Величину  $\Delta C_{cp}$  – визначають за графіком (рис. 8).

**Приклад.** Розрахувати дегазатор для видалення вільної вуглекислоти для наступних умов:  $q_{zod} = 200 \text{ м}^3/\text{год}$ ;  $C_{вх} = 300 \text{ мг/дм}^3$ ;  $C_{вих} = 5 \text{ мг/дм}^3$ ; температура води  $12^\circ$ .

**Розв'язок.** 1. За витратою (таб.11) знаходять площу перетину дегазатора –  $3,33 \text{ м}^2$  та його діаметр – 2060 мм; необхідну витрату повітря –  $3000 \text{ м}^3/\text{год}$  (таб.11).

Таблиця 11

Розрахункові дані для дегазатором з насадкою з кілець Рашига  
розміром  $25 \times 25 \times 3$

Продуктивність дегазатора $\text{м}^3/\text{год}$	Площа поперечного перетину, $\text{м}^2$	Внутрішній діаметр дегазатора, мм	Необхідна витрата повітря, $\text{м}^3/\text{год}$	Продуктивність дегазатора $\text{м}^3/\text{год}$	Площа поперечного перетину, $\text{м}^2$	Внутрішній діаметр дегазатора, мм	Необхідна витрата повітря, $\text{м}^3/\text{год}$
10	0,167	460	150	100	1,67	1460	1500
15	0,25	565	225	150	2,50	1790	2250
20	0,333	650	300	200	3,33	2060	3000
30	0,50	805	450	250	4,17	2315	3750
43	0,667	925	600	300	5,00	2520	4500
50	0,833	1030	750	350	5,84	2735	5250
75	1,25	1170	1125	400	6,68	2920	6000

2. Знаходять кількість вільної вуглекислоти яка підлягає видаленню:

$$G = \frac{q_{ас} * (C_{вх} - C_{вих})}{1000} = \frac{200(300 - 5)}{1000} = 59 \text{ кг / год} ;$$

3. За (рис. 8) знаходять величину середньої рушійної сили десорбції:  $\Delta C_{cp} = 0,068 \text{ кг/м}^3$

4. Знаходять коефіцієнт десорбції, м/год (рис.9)  $K_{ж} = 0,310 \text{ м/год}$ .

5. Знаходять поверхню насадки (для кілець Рашига)

$$F = \frac{G}{K_{ж} * \Delta C_{cp}} = \frac{59}{0,310 * 0,068} = 2798,86 \text{ м}^2$$

6. Знаходять об'єм насадки з кілець Рашига:

$$W = \frac{F}{S} = \frac{2798,86}{204} = 13,72 \text{ м}^3$$

$S$  – поверхня насадки  $\text{м}^2/\text{м}^3$  (таб.9).

7. Знаходять висоту завантаження:  $h = \frac{W}{f} = \frac{13,72}{3,33} = 4,12 \text{ м}$

$f$  – площа перетину дегазатора (таб.11)  $\text{м}^2$ .

При підрахунку напору, що розвивається вентилятором, опір кілець Рашига розміром  $25 * 25 * 3$  мм при щільності зрошення,  $60 \text{ м}^3/\text{м}^2$  і при питомій витраті повітря  $15 \text{ м}^3/\text{м}^3$  можна приймати 30 мм водяного стовпа на 1 м висоти завантаження.

**Приклад.** Розрахувати дегазатор з дерев'яною хордовою насадкою для наступних умов:  $q_{zod} - 100 \text{ м}^3/\text{год}$ ;  $C_{вх.} - 150 \text{ мг/год}$ ;  $C_{вих} - 3 \text{ мг/дм}^3$ ; розрахункова температура води  $10^0$ .

**Розв'язок.** 1. За додатком 7 знаходять: внутрішній діаметр дегазатора 1790 мм; необхідну витрату повітря –  $2000 \text{ м}^3/\text{год}$ ; середній еквівалентний діаметр насадки  $d = 0,104 \text{ м}$ ; щільність зрошення насадки  $40 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ год}$ .

2. За графіками знаходять: коефіцієнт десорбції  $K_{жс} - 1,36 \text{ м/год}$  (рис.9) середню рушійну силу десорбції  $\Delta C_{cp} = 0,035 \text{ кг/м}^3$  (рис. 8)

3. Знаходять необхідну поверхню десорбції:

$$F = \frac{G}{K_{жс} * \Delta C_{cp}} = \frac{14,7}{1,36 * 0,035} = 309 \text{ м}^2.$$

$G$  – кількість вуглекислоти яка підлягає видаленню в  $\text{кг/год}$ :

$$G = \frac{q_{нас} (C_{вх.} - C_{вих.})}{1000} = \frac{100(150 - 3)}{1000} = 14,7;$$

4. Площа поверхні насадки за винятком площі внутрішньої поверхні самого апарату складає:  $F = F - 0,075 \cdot F = 309 - (0,075 * 309) = 285,83 \text{ м}^2$ ;



5. Знаходимо кількість щитів насадки:  $n = \frac{F}{f_{п.н.}} = \frac{285,83}{8,15} = 35$  шт.

$f_{п.н.}$  – площа поверхні насадки в одному щиті (з урахуванням ребер жорсткості)  $м^2$

Висота частини дегазатора, яка зайнята насадкою:

$$H = 2n(h + \delta) - h = 2 \cdot 35(50 + 13) - 50 = 4360 \text{ мм.}$$

Опір руху повітря дерев'яної хордовою насадкою, при щільності зрошення насадки  $40 \text{ м}^3/\text{м}^2$  год. Згідно дослідів можна приймати - 10 мм вод.ст. на 1 м висоти дегазатора.

## 8. Розрахунок споруд для охолодження оборотної води в система промислового водопостачання

Визначаємо витрату води необхідну для продувки в системах оборотного охолодження:

$$P_{\text{прод.}} = \frac{P_{\text{вип.}} \cdot Ж_{\text{к.доб.}}}{Ж_{\text{к.гран.}} - Ж_{\text{к.доб.}}} - P_{\text{кр.вин.}}, \% \quad (70)$$

де  $Ж_{\text{к.гран.}}$  – карбонатна жорсткість циркуляційної води в межах, якої вода буде стабільною,  $\text{мг-екв/дм}^3$ ;  $Ж_{\text{к.доб.}}$  – карбонатна жорсткість води у джерелі, (вих. дані  $Ж_{\text{к.доб.}} = 1,3 \text{ мг-екв/дм}^3$ );  $P_{\text{вип.}}$  – витрати води на випаровування, %;  $P_{\text{кр.вин.}}$  – краплинний винос вітром вологи, % згідно [2, табл.38]  $P_{\text{кр.вин.}} = 0,15\%$ .

Знаходимо карбонатну жорсткість циркуляційної води в межах, якої вода буде стабільною, за формулою:

$$2,8 \cdot Ж_{\text{к.гран.}} = 8 + \frac{ПО}{3} - \frac{t_{\text{вх.}} - t_{\text{вих.}}}{5,5 - \frac{ПО}{7}} - \frac{2,8 \cdot (Ж_{\text{заг.}} - Ж_{\text{к.}})}{6 - \frac{ПО}{7} + \left(\frac{t_{\text{вх.}} - t_{\text{вих.}}}{10}\right)^3}, \text{ мг - екв/л} \quad (71)$$

де ПО – перманганатна окиснюваність води –  $ПО = 9 \text{ мгО}_2/\text{дм}^3$ ;  
 $t_{\text{вх.}}$  – температура води на вході до градирні, ( $t_{\text{вх.}} = 45^0\text{C}$ );  
 $t_{\text{вих.}}$  – температура води на виході з градирні, ( $t_{\text{вих.}} = 30^0\text{C}$ );  
 $Ж_{\text{заг.}}$  – загальна жорсткість води, ( $Ж_{\text{заг.}} = 2,9 \text{ мг-екв/дм}^3$ );  
 $Ж_{\text{к.}}$  – карбонатна жорсткість води, ( $Ж_{\text{к.}} = 1,3 \text{ мг-екв/дм}^3$ ).

$$2,8 \cdot Ж_{\text{к.гран.}} = 8 + \frac{9}{3} - \frac{45 - 30}{5,5 - \frac{9}{7}} - \frac{2,8 \cdot (2,9 - 1,3)}{6 - \frac{9}{7} + \left(\frac{45 - 30}{10}\right)^3}$$

$$= 4,1 \text{ (мг – екв/л)}.$$

$$Ж_{\text{к.гран.}} = 4,1/2,8 = 1,46 \text{ (мг – екв/л)}.$$

Визначаємо відсоток випаровування води при охолодженні за формулою:

$$P_{\text{вип.}} = 0,16 \cdot X \cdot D_t, \% \quad (72)$$

де  $X$  – кількість теплоти, що видаляється з води за рахунок його випаровування, (для весняно-осіннього періоду,  $X = 0,75$ ; для літнього періоду –  $X = 1$ ; для зимового періоду  $X = 0,5$ );  $D_t$  – зниження температури води у градирні, ( $t_{\text{вх.}} - t_{\text{вих.}} = 45 - 30 = 15^0\text{C}$ ).

- для літнього періоду:

$$P_{\text{вип.}} = 0,16 \cdot 1 \cdot 15 = 2,4(\%).$$

- для весняно – осіннього періоду:

$$P_{\text{вип.}} = 0,16 \cdot 0,75 \cdot 15 = 1,8(\%).$$

- для зимового періоду:

$$P_{\text{вип.}} = 0,16 \cdot 0,5 \cdot 15 = 1,2(\%).$$

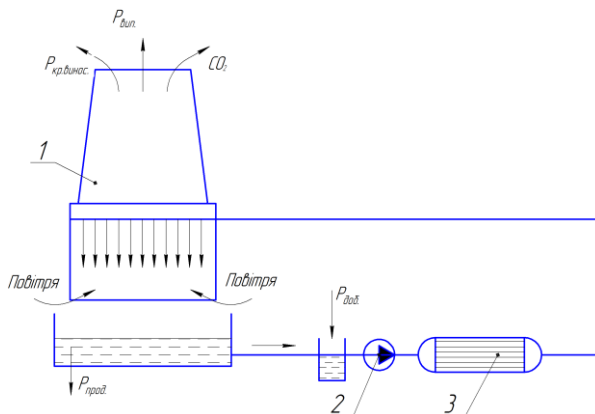


Рис.1. Схема зворотного охолодження конденсату з градирнею. 1 – градирня; 2 – циркуляційний насос; 3 – конденсатор;  $P_{\text{вип.}}$ ,  $P_{\text{кр.вин.}}$  – втрати води в градирні на випаровування і краплинний винос;  $P_{\text{прод.}}$  – продувка зворотної системи;  $P_{\text{доб.}}$  – підживлення в систему свіжої води.

За формулою 70 визначаємо витрату води необхідну для продувки в системах зворотного охолодження:

- для літнього періоду:

$$P_{\text{прод.}} = \frac{2,4 \cdot 1,3}{1,46 - 1,3} - 0,15 = 19,4(\%).$$

- для весняно – осіннього періоду:

$$P_{\text{прод.}} = \frac{1,8 \cdot 1,3}{1,46 - 1,3} - 0,15 = 14,5(\%).$$

- для зимового періоду:

$$P_{\text{прод.}} = \frac{1,2 \cdot 1,3}{1,46 - 1,3} - 0,15 = 9,6(\%).$$

Приймаємо  $P_{\text{прод.}} = 19,4(\%)$ .

## 9. САМОСТІЙНА РОБОТА

Самостійна робота здобувача вищої освіти є невід’ємною складовою освітнього процесу. Це основа навчання, спрямована на

формування самостійності майбутнього фахівця, уміння здійснювати самостійний пошук, системний аналіз та узагальнення навчально-методичної та наукової інформації, професійно важливих дій до самопідготовки у процесах виробничої практики, здатності приймати конструктивні рішення тощо.

Метою самостійної роботи є підвищення конкурентоспроможності майбутніх фахівців на світовому ринку праці через формування їхніх вмінь та ключових навичок.

Підсумком самостійної роботи над вивченням дисципліни «Водопостачання промислових підприємств» є складання письмового звіту за питаннями, що не розглядаються під час аудиторних занять.

### **9.1. Завдання для самостійної роботи**

1. Розробка принципів і балансової схеми водопостачання підприємства.
2. Водопостачання підприємств чорної металургії
3. Водопостачання хімічних заводів
4. Водопостачання нафтопереробних заводів
5. Водопостачання електростанцій
6. Водопостачання підприємств легкої та харчової промисловості.
7. Безреагентні та реагентні методи пом'якшення, сутність та технологічні схеми. Основи розрахунку споруд в схемах безреагентного та реагентного пом'якшення води.
8. Класифікація методів знекремнювання води, їх сутність, технологічні схеми та пристрої для знекремнювання води.
9. Водопостачання нафтопереробних заводів.
10. Класифікація промивних вод на станціях водопідготовки. Склад та властивості осаду.
11. Вибір систем водопостачання для промислових підприємств різних галузей виробництва з визначенням основних споруд та їх розташування в системі водопостачання підприємства.
12. Розрахунок установки для знесолення води з блоковим включенням фільтрів.

### **9.2. Оформлення звіту про самостійну роботу**

Підсумком самостійної роботи над вивченням дисципліни є складання письмового звіту за темами, вказаними в пункті 9.1.

Звіт оформлюється на стандартному папері формату А4 (210х297) з одного боку. Поля: верхнє. праве – 10 мм, нижнє – 17 мм, лівє – 20 мм. У тексті повинні бути зазначені посилання на використану літературу.

Звіт може бути рукописним або друкованим і виконується українською мовою.

На титульній сторінці звіту мають бути зазначені назва кафедри, тема самостійно ї роботи, прізвище та ініціали здобувача вищої освіти, група, прізвище та ініціали викладача, який приймає роботу, посада.

Загальний обсяг звіту – 10-15 сторінок. Звіт включає план, основну частину, висновки, список використаної літератури та додатки.

Здача звіту про самостійну роботу відбувається у терміни, спільно обумовлені викладачем і здобувачем вищої освіти.

## **Рекомендована література**

### **Базова**

1. Запольський А. К., Мішкова-Кліменко Н. А., Астрелін І. М., Брик М. Т., Гвоздяк П. І., Князькова Т. В. Фізико – хімічні основи очищення стічних вод : підручник. Київ, Лібра, 2000. 367 с.
2. Запольський А. К. Водопостачання, водовідведення та якість води : підручник. К. : Вища школа, 2005. 671 с.
3. Клячко Р. А. Апелцын Н. Э. Очистка природных вод. М., Стройиздат, 1971.
4. Кожин В. Ф. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты : учеб. пособие для вузов. 4-е изд., репринтное. М. : БАСТЕТ, 2008. 304 с.
5. Орлов В. О., Литвиненко Л. Л., Орлова А. М. Водопостачання промислових підприємств : навчальний посібник. К. : Знання, 2014. 278 с.
6. Орлов В. О., Мартинов С. Ю., Зошук А. М. Проектування станцій прояснення та знебарвлення води : навчальний посібник. Рівне : НУВГП, 2007. 252 с.

7. Тугай А. М., Орлов В. О. Водопостачання : підручник. К. : Знання, 2009. 735 с.

### **Допоміжна**

8. ДБН В.2.5-74: Водопостачання. Зовнішні мережі та споруди. Основні положення проектування.

9. Журба М. Г., Соколов Л. И., Говорова Ж. М. Водоснабжение. Проектирование систем и сооружений. Том 2. Очистка и кондиционирование природных вод. год: 2003 с.

10. Москвитин А. С. и др. Справочник по специальным работам. Трубы, арматура и оборудование водопроводно-канализационных сооружений. 2-е издание. М., 1970. 528 с.

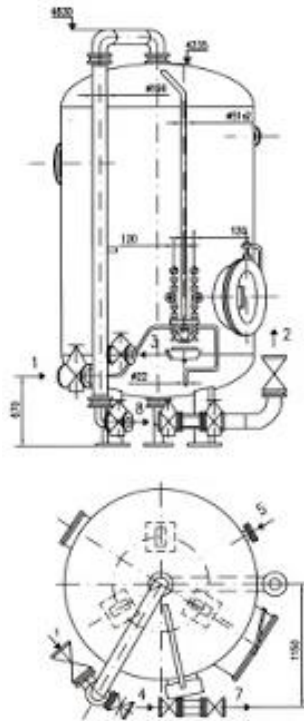
11. Карелин В.А. Водоподготовка для АЭС. Проектирование и расчет водоподготовительной установки : учебное пособие / В. А. Карелин; Томский политехнический университет. Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2012. 98 с.

12. Кастальский А. А. Проектирование установок для химического обессоливания воды. М. : Стройиздат, 1962.

13. Комаровский Д. П., Сильванович О. Н. Расчет балансовой схемы и станции умягчения воды промышленного предприятия : учебно-методическое пособие к выполнению курсового проекта для студентов специальности 1-70 04 03 «Водоснабжение, водоотведение и охрана водных ресурсов». Новополюк : ПГУ, 2015. 81 с.

14. Укрупненные нормы для водопотребления и водоотведения для разных отраслей промышленности. М., 1982.

15. Яковлева Т. В. Методические указания к расчету установок по удалению растворенных газов. Ижевск : Издательство ИжГТУ, 2013. 52 с.



### Йонітовий фільтр прямоточний першого ступеня

**Матеріали:** корпус фільтра - вуглецева сталь, на внутрішню поверхню якої нанесено антикорозійне покриття.

**Обв'язка фільтра** - трубопроводи з поліпропілену або з вуглецевої сталі. Верхнє розподільний пристрій - з нержавіючої сталі.

Нижня дренажно-розподільний пристрій - з нержавіючої сталі.

## Додаток 2

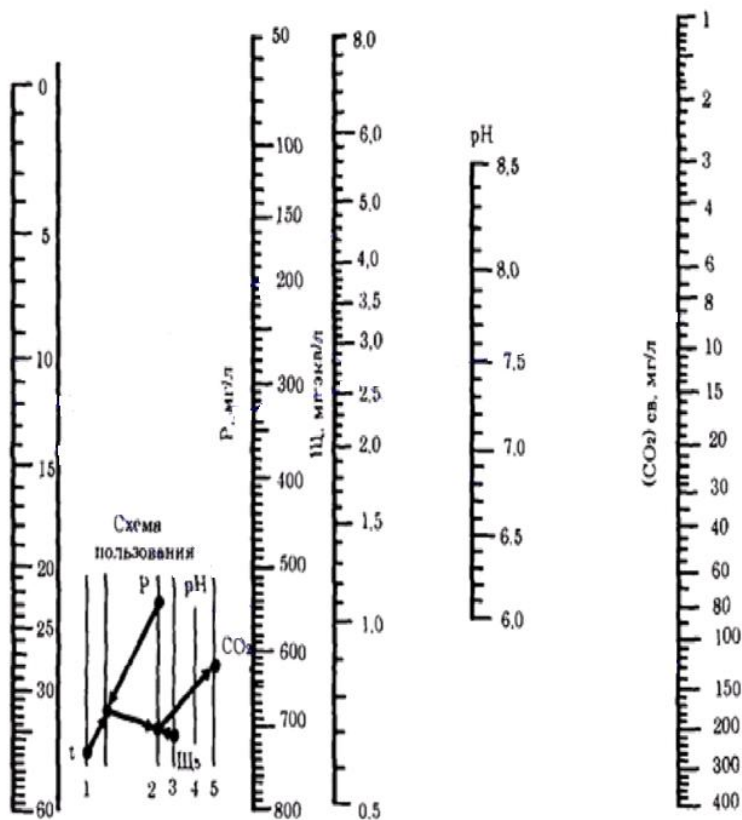
### Технічна характеристика йонітових фільтрів

	І ступінь						ІІ ступінь					
Діаметр, м	0,7	1,0	1,4	2,0	2,6	3,0	0,7	1,0	1,4	2,0	2,6	3,0
Площа фільтрування, м <sup>2</sup>	0,385	0,785	1,54	3,14	5,3	7,1	0,385	0,785	1,54	3,14	5,3	7,1
Тиск, МПА	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
Продуктивність, м <sup>3</sup> /год	10-15	25-30	45-55	80-100	130-145	180-200	25-30	40-50	90-100	150-170	250-270	350-370
Висотам шару катіоніту, м	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5

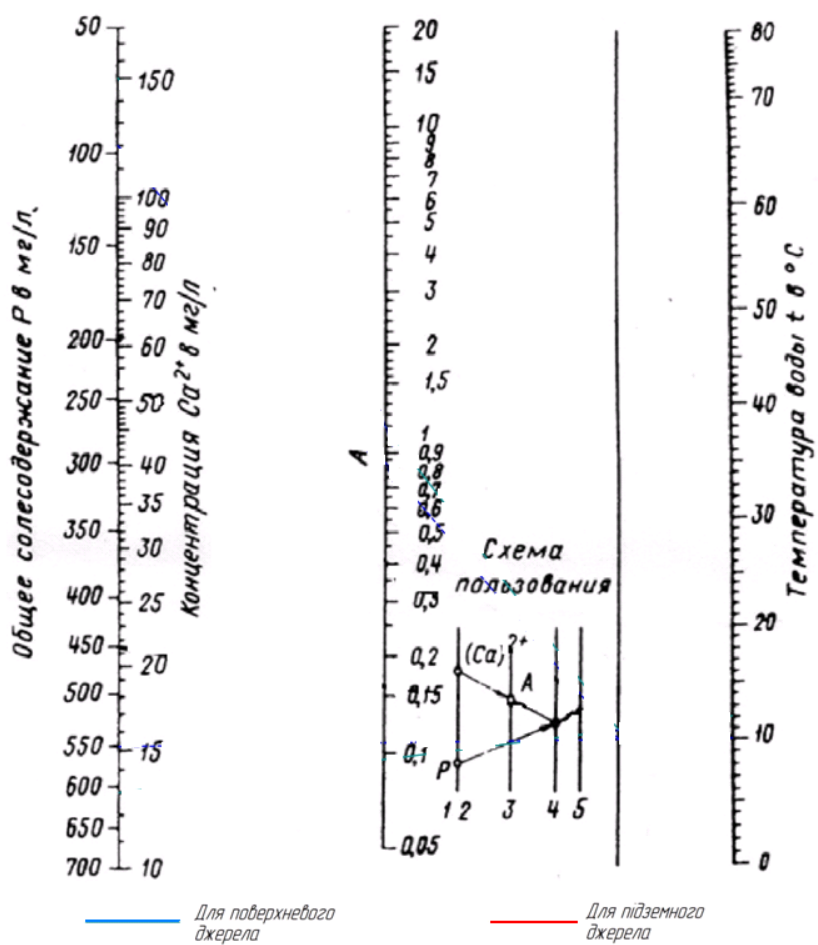
### Таблиця розмірів йонітових фільтрів

Тип/розмер, мм	H	H <sub>1</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>3</sub>	H <sub>4</sub>	H <sub>5</sub>	H <sub>6</sub>	D	d	d <sub>1</sub>	L	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>3</sub>	L <sub>4</sub>
<b>ИФП 0,7-0,6</b>	3700	3500	2900	1000	600	450	1350	580	350x450	460	450	160	240	100	
<b>ИФП 1,0-0,6</b>	3900	3600	3000	1400	600	450	1350	720	350x450	640	470	160	470	100	
<b>ИФП 1,4-0,6</b>	4100	3800	-	1500	600	350	1350	950	-	450	900	860	200	605	100
<b>ИФП 2,0-0,6</b>	4700	4300	3100	1800	600	350	1350	1400	800	800	1170	880	290	880	150
<b>ИФП 2,6-0,6</b>	5000	4600	3300	1960	600	380	1350	1600	800	800	1480	1400	370	810	200
<b>ИФП 3,0-0,6</b>	5200	4800	3400	2000	600	380	1350	2000	800	800	1680	1740	420	700	300
<b>ИФП 3,4-0,6</b>	5400	5000	3450	2100	600	300	1350	2200	800	800	1900	1900	490	1100	300
<b>ИФПН 1,0-0,6</b>	3300	3000	-	-	600	450	1350	720	-	-	700	240	160	650	100
<b>ИФПН 1,4-0,6</b>	3500	3100	-	1500	600	380	1350	950	-	450	980	860	200	600	100
<b>ИФПН 2,0-0,6</b>	3500	3100	1900	1800	600	340	1350	1400	800	800	1170	880	290	880	150
<b>ИФПН 2,6-0,6</b>	3900	3400	2100	1900	600	300	1350	1600	800	800	1500	1400	370	810	200
<b>ИФПН 3,0-0,6</b>	4100	3500	2100	2000	600	200	1350	2000	800	800	1730	1700	420	480	300

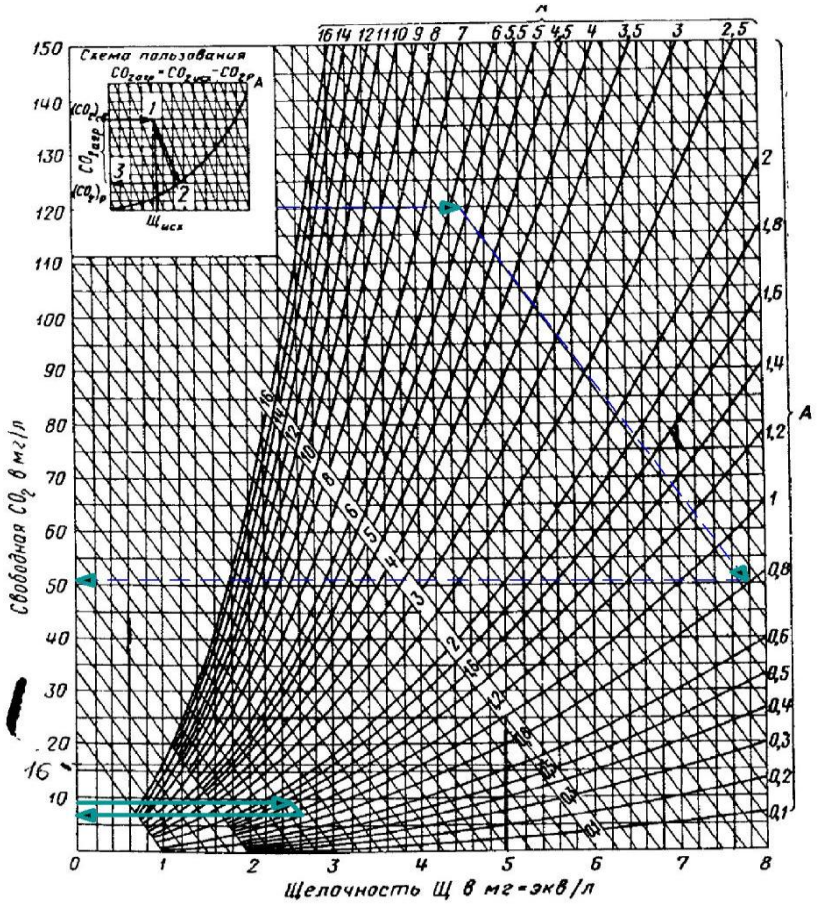




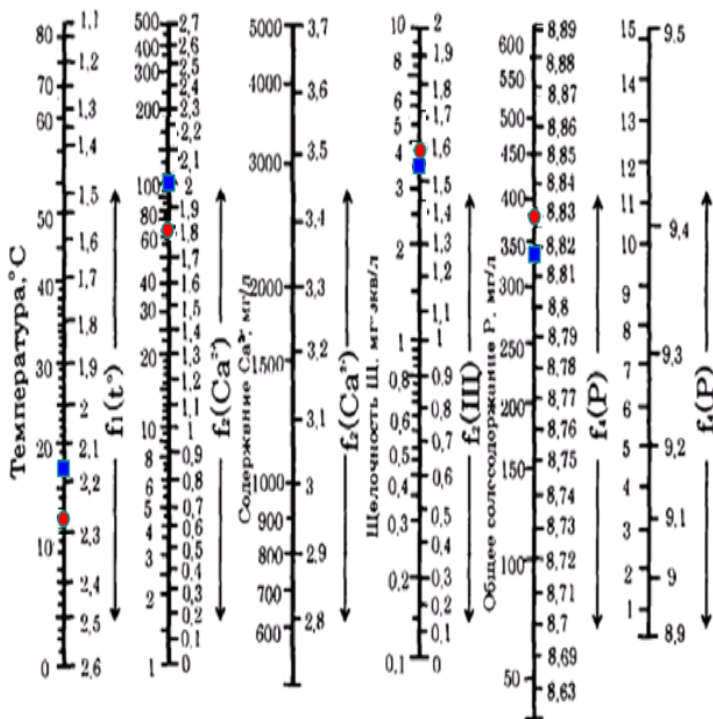
**Номограма для визначення вмісту в воді вільної вуглекислоти**



Номограма для визначення величини параметра А



Номограма для визначення концентрації рівноважної вуглекислоти у воді



Графік для визначення рНs

**Основні розрахункові дані для дегазатором з дерев'яною хордовою насадкою**

Продуктивність дегазатор, м <sup>3</sup> / год	Внутрішній діаметр дегазатор, мм	Необхідна витрата повітря, м <sup>3</sup> / год	Розмір дошок насадки, мм	Величина прозорів між дошками в ряду, мм	Площа поверхні насадки в одному щиті (з урахуванням ребер жорсткості), м <sup>2</sup>	Вільний об'єм насадки V <sub>св</sub> , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Питома поверхня насадки (з урахуванням стінок апарату) S, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Гідралічний радіус насадки m=V <sub>св</sub> /S, м	Середній еквівалентний діаметр насадки d=4m, м
10	565	200	50×13	20	1,02	0,793	44,4	0,0179	0,078
15	690	300	50×13	20	1,48	0,814	41,8	0,0195	0,078
20	805	400	50×13	20	1,99	0,793	41,5	0,0191	0,078
30	980	600	50×13	20	2,92	0,802	39,8	0,0202	0,078
40	1130	800	50×13	20	3,85	0,808	38,7	0,0209	0,078
50	1260	1000	80×13	40	4,03	0,823	32,7	0,0252	0,104
75	1550	1500	80×13	40	6,16	0,825	32,7	0,0252	0,104
100	1790	2000	80×13	40	8,15	0,827	32,1	0,0258	0,104
150	2190	3000	80×13	40	12,01	0,831	30,9	0,0269	0,104
200	2530	4000	120×13	70	14,15	0,84	28,1	0,0299	0,121
250	2830	5000	120×13	70	18,17	0,841	28	0,03	0,121
300	3100	6000	120×13	70	21,72	0,842	27,8	0,0303	0,121
350	3340	7000	120×13	70	25,17	0,844	27,5	0,0307	0,121
400	3580	8000	120×13	70	28,92	0,843	27,5	0,0307	0,121